

# Universidad de Cádiz

## Proyectos fin de carrera de Ingeniería Industrial

**Centro:** ESCUELA POLITÉCNICA SUPERIOR DE ALGECIRAS

**Titulación:** Ingeniería Industrial.

**Título:** Aplicación de la tecnología pinch a una unidad de craqueo térmico de crudo

**Autor:** Juan Pedro Espinosa Valero

**Fecha:** Septiembre 2009

---

## **ÍNDICE GENERAL DE SÍMBOLOS**

---

<b>Símbolo</b>	<b>Significado</b>	<b>Unidades</b>
<b>A</b>	Área de transferencia de calor	m <sup>2</sup>
<b>A*</b>	Área ficticia de transferencia de calor	m <sup>2</sup>
<b>C<sub>p</sub></b>	Calor específico	kcal/kg·°C
<b>CP</b>	Poder calorífico	kcal/h·°C
<b>C<sub>R</sub></b>	Masa de Carbono residual por kg de combustible	kg/kg comb.
<b>C<sub>R</sub>'</b>	Masa de Carbono residual por kg de residuo	kg/kg residuo
<b>F<sub>T</sub></b>	Factor de corrección para cambiadores multipaso	
<b>h</b>	Coefficiente de película	kcal/h·m <sup>2</sup> ·°C
<b>m</b>	Masa por kg de combustible	kg/kg comb.
<b>M</b>	Masa atómica de un elemento químico	kg/kmol
<b><i>m</i></b>	Caudal másico	kg/h
<b>n</b>	Coefficiente de exceso de oxígeno en el horno de proceso	
<b>N</b>	Número de unidades de la red de intercambio	
<b>N<sub>k</sub></b>	Número de intercambiadores tipo 1-2 en serie	
<b>P</b>	Efectividad térmica	
<b>P<sub>m</sub></b>	Peso molecular de un compuesto	kg/kmol
<b>PCI</b>	Poder calorífico inferior del combustible por kg de combustible	(kcal/h)/kg comb.
<b>P<sub>ig</sub></b>	Pérdidas por inquemados gaseosos por kg de combustible	(kcal/h)/kg comb.

## *Índice general de símbolos*

$P_{is}$	Pérdidas por inquemados sólidos por kg de combustible	kcal/h/kg comb.
$P_{trans}$	Pérdidas por transmisión	kcal/h
$Q$	Cambio de entalpía en forma de calor	kcal/h
$q_i$	Transferencia de calor por tramo de entalpía para corrientes calientes	°C·m <sup>2</sup>
$q_j$	Transferencia de calor por tramo de entalpía para corrientes frías	°C·m <sup>2</sup>
$Q_{Cmin}$	Necesidades energéticas óptimas de enfriamiento	kcal/h
$Q_{Hmin}$	Necesidades energéticas óptimas de calentamiento	kcal/h
$Q_{rec}$	Calor recuperado por integración de corrientes	kcal/h
$R$	Relación entre cargas caloríficas de corrientes	
$S$	Número de corrientes (incluidos “utilities”)	
$T$	Temperatura	°C
$T^*$	Temperatura modificada	°C
$T_0$	Temperatura del entorno	°C
$T_e$	Temperatura de entrada de aire al horno de proceso	°C
$T_s$	Temperatura de salida de humos del horno de proceso	°C
$T_{ref}$	Temperatura de referencia para balance energético de combustión	°C
$T_s$	Temperatura de suministro	°C
$T_o$	Temperatura objetivo	°C
$T_{TFT}$	Temperatura teórica de llama	°C
$U$	Coeficiente global de transmisión de calor	kcal/h·m <sup>2</sup> ·°C
$v$	Velocidad de los humos que salen del horno de proceso	m/s
$\dot{V}$	Volumen de gas por kg de combustible	Nm <sup>3</sup> /kg comb.
$W$	Cambio de entalpía por cambio de presión	kcal/h

## *Índice general de símbolos*

<b><math>\Delta H</math></b>	Diferencia de entalpía	kcal/h
<b><math>\Delta T_1</math></b>	Diferencia de temperatura de entrada en un intercambiador a contracorriente	°C
<b><math>\Delta T_2</math></b>	Diferencia de temperatura de salida en un intercambiador a contracorriente	°C
<b><math>\Delta T_{ML}</math></b>	Media logarítmica de temperaturas	°C
<b><math>\Delta T^*</math></b>	Diferencia de temperatura ficticia de por corriente	°C
<b><math>\rho</math></b>	Densidad	kg/Nm <sup>3</sup>
<b><math>\eta_H</math></b>	Eficiencia energética del horno de proceso	
<b><math>\Phi</math></b>	Coeficiente de coste de intercambiador	
<b><math>\chi_p</math></b>	Parámetro de diseño de cambiadores de calor	



Ha aumentado fuertemente la conciencia en la sociedad de que el cambio climático es un problema prioritario, y que se necesitan urgentemente grandes cambios y esfuerzos para limitar las emisiones de gases con efecto invernadero (GEI). Prueba de ello es el eco que tuvieron en los medios de comunicación los datos alarmantes, dados a conocer por el Panel Intergubernamental sobre el cambio Climático (IPCC) en 2007. En este año se editó para los líderes políticos un resumen del informe principal *Climate Change 2007: The Physical Science Basis*, donde se dice, entre otras cosas que:

- El entendimiento de las influencias del calentamiento y enfriamiento antropogénico ha mejorado y ha conducido a un alto grado de seguridad de que el efecto global neto de las actividades del hombre desde 1750 ha sido de un calentamiento.
- El calentamiento del sistema climático es inequívoco, ya es evidente por las observaciones de los aumentos de las temperaturas medias globales del aire y de los océanos, el extenso deshielo de la nieve y del hielo, y la elevación del nivel medio global del mar.
- Las concentraciones atmosféricas globales de los GEI (dióxido de carbono, metano y óxido nitroso) han aumentado notablemente como resultado de las actividades humanas desde 1750 y sobrepasan actualmente muchos de los valores preindustriales.
- El CO<sub>2</sub> es el GEI antropogénico más importante. Su concentración en la atmósfera ha crecido desde un valor preindustrial de aproximadamente 280 ppm a 379 ppm en el año 2005. El crecimiento ha sido más fuerte en los últimos 10 años (1,9 ppm/año) que en el periodo 1960-2005 (1,4 ppm/año), desde que se comenzaron a realizar mediciones directas de la atmósfera.

- La causa primaria del aumento de la concentración de dióxido de carbono en la atmósfera desde el período preindustrial es el uso de los combustibles fósiles, mientras que la contribución del cambio climático en la utilización de la tierra, aunque no ha sido despreciable, ha sido menor.

Los autores advierten que, de continuar las emisiones GEI a los niveles actuales o más altos, el calentamiento aumentará y producirá muchos cambios en el sistema climático global durante el siglo XXI, que muy probablemente serán mayores que los que se han observado en el siglo XX.

El panorama para España no es esperanzador. En 2006 se dieron datos que demuestran que en España las emisiones de GEI aumentaron un 49 % entre 1990 y 2004, lo cual sitúa a nuestro país entre los más atrasados en las acciones contra el cambio climático, sólo superado por países como Turquía con el 72,6 %. La previsión era que aumentasen en un 53,6 % en el horizonte 2008-2012, comparado al 15 %, que es el objetivo del *Protocolo de Kyoto*.

Pero esto no ha sido tal como pronosticaban, ya que, según datos de mayo de 2009, las emisiones de GEI en España disminuyeron un 6,3 % en 2008, respecto al año anterior, aunque la realidad es que España aún se encuentra con un incremento de emisiones de GEI del 42,7 %, respecto al año de referencia del protocolo.

La preocupación por el cambio climático ha motivado a la comisión europea a fijar como objetivo para 2020 una reducción de los gases con efecto invernadero (GEI) como mínimo del 20 % sobre el nivel de 1990 y de hacer un esfuerzo para llegar a una reducción del 30 %. Así viene en el “*Paquete de Energía y Cambio Climático*”, dado a conocer en 2007.

Para poder conseguir este objetivo, en la mayoría de las industrias de proceso que existen, se abordan de forma genérica las tecnologías actualmente disponibles y su aplicación en proyectos de ahorro energético. La evaluación y ejecución de estos

proyectos de ahorro energético se pueden llevar a cabo en distintas etapas de la vida de la planta.

Durante el diseño de una nueva planta, es más eficaz y rentable ejecutar estas mejoras de ahorro energético en las etapas iniciales del proyecto, ya que, al no haber a priori restricciones de diseño, son fáciles de incorporar al diseño original.

En una planta en operación, donde los cambios de diseño están condicionados a la continuidad de la producción y al diseño original, en primer lugar se deberán analizar las oportunidades de ahorro energético mediante la optimización de parámetros de operación, sin necesidad de incorporar cambios en el diseño. Seguidamente se deberán acometer proyectos con cambios de diseño que permitan realizar mejoras cuantitativas en el ahorro de energía.

En la mayoría de las ocasiones, las inversiones necesarias no son elevadas; sin embargo, la identificación de las oportunidades de ahorro energético en los procesos no es un asunto trivial, para lo que se requiere: un buen conocimiento de las tecnologías de ahorro energético disponibles, capacidad técnica para el análisis detallado del funcionamiento de los equipos y dominio de la metodología de análisis estadísticos de datos de operación de las plantas y optimización del control del proceso.

La “*Tecnología Pinch*” se utiliza principalmente para identificar y optimizar los consumos energéticos de la planta cuando la configuración del proceso está ya bien definida; sin embargo, con buenos conocimientos del proceso de plante, es posible utilizar esta tecnología para analizar nuevas oportunidades de mejora mediante la implementación de cambios en la configuración del proceso, para optimizar el intercambio de calor entre las corrientes de proceso-proceso y proceso-utilities, que consecuentemente reduzcan la carga externa de utilidades, principalmente vapor, agua de refrigeración y, por supuesto, combustión en hornos, reduciendo así la cantidad de emisión de CO<sub>2</sub> a la atmósfera, contribuyendo al objetivo del Protocolo de Kyoto.

En plantas existentes, que se diseñaron cuando los costes de la energía eran más bajos, no era rentable realizar algunos intercambios identificados en el “*Análisis Pinch*”. En un nuevo escenario con mayores costes energéticos como la actual, se pueden recuperar o mejorar esas ideas que en su momento no eran rentables.

En plantas existentes en operación, hay factores a considerar que pueden ayudar a identificar nuevas oportunidades de mejora de intercambios de calor:

- Construcción de nuevas plantas próximas con posibilidad de intercambiar calor entre corrientes de ambas plantas. No es necesario el intercambio directo de las corrientes, sino que en ocasiones se puede recurrir a circuitos intermedios de aceite térmico o vapor para el intercambio de calor.
- En el *Análisis Pinch*, para una corriente de proceso, cuanto mayor sea la temperatura de una corriente caliente o menor sea la temperatura de una corriente fría, más difícil será encontrar un intercambio de calor con otras corrientes de la planta.

En columnas de destilación se pueden instalar condensadores y rehervidores (*reboilers*) laterales, que podrían utilizarse para el intercambio de calor con otras corrientes de la planta, disminuyendo el consumo de utilidades de los condensadores y rehervidores principales. Estos condensadores y rehervidores laterales operan a unas temperaturas intermedias, lo cual facilita el intercambio de calor de estas corrientes.

- Con un mayor conocimiento de la planta y de sus márgenes de operación, se puede combinar el *Análisis Pinch* con variaciones en las condiciones de operación de los equipos. Un ejemplo se daría en las columnas de destilación precalentando las alimentaciones, o variando las presiones de operación para variar los perfiles de temperatura en condensador y rehervidor, con el fin de buscar nuevos intercambios de calor.

Pero, adicionalmente al *Análisis Pinch*, deben explorarse otras tecnologías y oportunidades para minimizar energía en una planta. Existen muchas formas de ahorrar energía en una planta; algunos ejemplos de aprovechamiento energético se muestran a continuación, pero no siempre pueden llevarse a cabo, por limitaciones del proceso, requerimientos de éste, o simplemente porque no resulta rentable. Así, podemos:

- Reducir recirculaciones, que por lo general son grandes consumidores de energía en una planta. Toda recirculación que vuelve a ser reprocesada en la planta requiere aumentar proporcionalmente el consumo de energía durante su reprocesamiento. Inversiones encaminadas a reducir recirculaciones en la planta permitirán ahorros importantes de energía y que las inversiones necesarias resulten más atractivas. Por ejemplo, cuando lo que se recircula es una mezcla, si se separan previamente sus componentes, es posible disminuir el caudal de recirculación.
- Reducir pérdidas energéticas debidas a ciclos de enfriamiento y calentamiento de corrientes intermedias de alimentación a unidades de proceso. Por ejemplo, en almacenamientos de productos intermedios en unidades de procesos en una refinería, se puede llegar a consumir entre el 1 % y 2 % de la energía total consumida.
- Instalar turbinas de expansión reemplazando las válvulas de control de vapor. Las válvulas de control en las estaciones de laminación de vapor y en la alimentación a la calandria pierden gran cantidad de energía, que podría transformarse en electricidad instalando turbinas de expansión. Las turbinas de expansión pueden utilizarse también para reemplazar grandes motores.
- La utilización de cambiadores de calor de bajo coeficiente de ensuciamiento (por ejemplo, los de tipo “carcasa y tubos *helical baffle*”) pueden ayudar a reducir el gasto de combustible en hornos, y los “cambiadores de placas” pueden reducir el consumo de utilidades.

## ***1. Introducción***

- Se pueden utilizar eyectores o compresores para aumentar la presión de una corriente de vapor residual de baja presión. Los eyectores consumirían vapor de alta presión, que, en combinación con la instalación de vaporizadores, generadores de vapor de baja presión, para condensar destilados de las columnas.
- Reducir el exceso de aire de combustión en calderas y hornos para reducir pérdidas de calor por los gases de la chimenea. Requiere instalar analizadores de CO y NO<sub>x</sub> para controlar el nivel de emisiones.
- Instalar economizadores en calderas y hornos para calentar la corriente de alimentación de agua y el aire de combustión, aprovechando el calor de los gases de la chimenea.
- Instalar controles de combustión para optimizar la operación de sistemas con varias calderas, para que cada caldera trabaje en banda de máxima eficiencia.
- Precalentar el aceite de aporte en sistemas de calentamiento por aceite térmico.
- Minimizar las purgas de condensados en el sistema de vapor, mediante la mejora del tratamiento de agua de aporte.
- Precalentar el agua de aporte con el agua de purga.
- Recoger y conducir todos los condensados a las calderas.
- Minimizar el venteo de vapor de los desaireadores. Se puede para ello disminuir el nivel de oxígeno de los condensados por tratamiento químico.
- Minimizar pérdidas de trampas de vapor. Se utilizan técnicas de ultrasonidos para detectar fugas.
- Usar termografía para detectar zonas donde mejorar el aislamiento.

- Instalar variadores de velocidad en bombas y compresores de gran capacidad, por ejemplo en bombas de condensado y bombas de agua de torre.
- Instalar válvulas automáticas de corte en la línea de mínimo caudal de bombas de gran capacidad.
- Incinerar corrientes de subproductos. Las corrientes de los sistemas de antorcha se pueden precomprimir y usarlas como combustible de hornos.
- Generar vapor aprovechando el calor de los gases de chimeneas de hornos.
- Minimizar el consumo de vapor de arrastre en columnas de destilación.

El alto coste de la energía, las emisiones de CO<sub>2</sub> y de otros gases de efecto invernadero y la limitación para la obtención de permisos, están forzando a la industria a un cambio de mentalidad que responda a las realidades de hoy en día.

Los proyectos de mejora energética, que aplican mejoras tecnológicas que permiten ahorros, aumentar la eficiencia y mantener la competitividad, son una excelente estrategia para los periodos de caída del mercado; sólo las industrias más eficientes sobrevivirán durante los periodos de empeoramiento de la situación económica. Sirva como ejemplo el que, hoy en día, muchas refinerías establecen los principios BAT (*Best Available Techniques*), que en español se conoce como MTD (Mejores Técnicas Disponibles), que incluyen diversas tecnologías para la reducción de emisiones y mejora de la eficiencia energética, como objetivo mínimo a cumplir en sus proyectos.

Así mismo, algunas refinerías están utilizando como parámetro de referencia para medir su eficiencia energética el “*Solomon Energy Intensity Index (EII)*”, que, si bien no detalla lo que se debe hacer para mejorar, impone requerimientos a los equipos para impulsar a la refinería a alcanzar el primer cuartil del registro del “*Solomon Energy Intensity Index (EII)*”.

La mejor vía para alcanzar los objetivos de ahorro energético deseados es combinar los conocimientos de la planta, aportados por personal de operaciones, con la experiencia en tecnología y optimización del diseño aportados por la ingeniería.

El presente estudio pretende introducir los métodos de la *Tecnología Pinch*, con el fin de diseñar procesos químicos con un coste mínimo, y con un consumo energético óptimo, lo que contribuirá a disminuir el impacto ambiental del proceso (**Capítulo 3**). En este caso, la *Tecnología Pinch* se aplica a un proceso de *Craqueo Térmico de Crudo*, donde primero explicamos en qué consiste el proceso (**Capítulo 2**) y luego aplicamos lo visto en el **capítulo 3** sobre la *Tecnología Pinch* a nuestro proceso en estudio (**Capítulo 4**).

Tras el estudio de ahorro energético mediante la *Tecnología Pinch*, haremos cálculos para conocer la cantidad de combustible ahorrado para calentamiento y la reducción de CO<sub>2</sub> emitido, con respecto al proceso actualmente (**Capítulo 5**), para finalizar el estudio con unas conclusiones, en el **capítulo 6**, sobre los resultados obtenidos en los **capítulos 4 y 5**.

Para completar este estudio, aplicaremos la *Tecnología Pinch* a nuestro proceso en estudio usando el programa de simulación *HX-NET de Aspen* (**Capítulo 7**) para contrastar los datos obtenidos en el **capítulo 4** y adjuntaremos al final de éste tablas de interés y gráficos, a los que haremos alusión a lo largo de todo el trabajo (**Capítulo 8**).



## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

Existen diversas teorías acerca del origen del petróleo. Durante el pasado siglo, *Mendeleieff*, *Moissan* y *Berthelot*, entre otros, supusieron que la acumulación de hidrocarburos procedía de la descomposición de carburos metálicos, por la acción del agua líquida o vapor. Estos puntos de vista están hoy abandonados.

Después se ha creído que los yacimientos se deben a la descomposición de grandes acumulaciones de restos animales y vegetales reunidos en el fondo de los mares antiguos. Comprimidos por movimiento geológicos posteriores habrían sufrido acciones bacterianas, presiones y temperaturas elevadas durante mucho tiempo, hasta que los movimientos posteriores permitieron escapar del lecho originario al petróleo formado, y emigrar a lo largo de las capas permeables encajadas entre otras rocas impermeables, quedando por fin detenido en una falla, anticlinal u otro accidente de la roca porosa. Esto explica que el petróleo se halle, generalmente, acompañado de agua salada y que tenga azufre y nitrógeno (de las proteínas) en pequeñas cantidades. Es difícil explicar cómo el proceso lo ha conducido a la carbonización.

Se ha supuesto también, como solución de compromiso, que serían el CO y el CH<sub>4</sub> (de origen biogenética), las materias primas productoras de petróleo. Habría que explicar entonces por qué en el *grisú* (CH<sub>4</sub>) jamás se ha podido detectar la mínima presencia de hidrocarburos superiores al CH<sub>4</sub>.

Teorías modernas (*Sokolov*) consideran al petróleo y al gas natural como de origen inorgánico. Procedería de las zonas abismales de la Tierra. Efectivamente, los geólogos han descubierto hidrocarburos de tipo petrolífero en los basaltos y lavas del Etna y del Java, lo que lleva a suponer que tales productos forman parte de las rocas básicas (basaltos) y neutrobásicas (perioditas).

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

La alta presión de los gases subterráneos abona la hipótesis de que proceden de grandes profundidades. Al abrirse camino hacia fuera, los gases interiores han debido encontrar rocas impermeables que han hecho posible su acumulación y transformación.

*Smichdt y Urey*, entre otros cosmólogos, suponen que en la nebulosa de gas y polvo cósmico frío de la que se formaron la Tierra y otros planetas, debió haber cierta abundancia de hidrocarburos.

El petróleo se trata de hidrocarburos, desde el Metano ( $C_1$ ), hasta especies complejas tipo  $C_{40}$  y aún más altas. Como promedio, la composición elemental del petróleo podría ser la siguiente:

85 % C

12 % H

3 % (S+O+N) y varios elementos metálicos

La identificación de especies es posible en las fracciones más ligeras. A partir del término  $C_8$ - $C_{10}$ , ya es más difícil identificar por la frecuencia de muchos isómeros y estructuras complejas. Por ejemplo, el  $C_{12}$  tiene 335 isómeros, el  $C_{25}$  tiene 36.797.588 y el  $C_{40}$ , 62,5 billones. Entre los componentes hidrocarbonatos están representadas funcionalmente las series:

Parafina lineal:	“Parafinas”
Parafina ramificada:	“Isoparafinas”
Parafina ciclada:	“Naftenos
Aromática:	Benceno, Nafteno, etc.
Mixta:	Se incluyen varias especies complejas

Salvo los términos primeros, como Metano, ...Hexano, Ciclohexano y Benceno, es difícil clasificar químicamente una fracción petrolífera, pues su composición responde principalmente a especies mixtas.

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

Los compuestos oxigenados del petróleo están representados principalmente por fenoles y ácidos alifáticos y, en particular, por funciones ácidas como los nafténicos. No se dan en proporciones superiores al 0,06 % del petróleo bruto.

Los compuestos de azufre son de gran significación, no sólo por su cantidad (del 0,5 al 5 %), sino por la corrosividad, olor y otras propiedades negativas que comunican a las fracciones petrolíferas y que obligan a una depuración (endulzamiento y desulfuración). Contienen azufre los gases ( $\text{SH}_2$ ), los líquidos (tiofeno, mercaptanos, disulfuros, sulfuros orgánicos) y hasta las fracciones sólidas como los asfaltos y compuestos resinosos de alto peso molecular disueltos en el aceite.

Tanto tipo de impurezas, como los tipos de hidrocarburos presentes, así como las proporciones relativas de éstos, varían de un yacimiento a otro. Atendiendo al tipo de hidrocarburo predominante, se distinguen varios tipos de petróleos:

De base parafínica:	75 % mínimo de cadenas parafínicas
De base nafténica:	75 % mínimo de naftenos
De base aromática:	50 % mínimo de anillos aromáticos
De base asfáltica:	50 % mínimo de resinas y asfaltos

El conocimiento de la base es algo fundamental, pues de ello depende el tratamiento a que se ha de someter al petróleo.

También suelen hallarse algunos metales en el petróleo crudo. Los que más frecuentemente se encuentran son el arsénico, vanadio, plomo, hierro y níquel. La mayoría de estos metales permanecen en las fracciones pesadas del crudo. El arsénico y el plomo son venenos de los catalizadores de reformado catalítico, mientras que el vanadio, hierro y níquel lo son de los empleados en el *cracking catalítico*.

También se hallan en suspensión en el petróleo crudo sólidos y agua. Los sólidos, constituidos por arena fundamentalmente, son los responsables de los daños por abrasión de las partes móviles del equipo y del ensuciamiento por deposición, tanto en equipos estáticos como dinámicos. Y las sales están constituidas en su mayor parte por cloruros, siendo el más frecuente el NaCl.

---

## **2.1. INTRODUCCIÓN AL PROCESO DE CRAQUEO TÉRMICO**

---

La *destilación atmosférica* es la destilación que se realiza a una presión cercana a la atmosférica. Se utiliza para extraer los hidrocarburos presentes de forma natural en el crudo, sin afectar a la estructura molecular de los componentes.

El objetivo es obtener combustibles terminados y cortes de hidrocarburos que luego se procesarán en otras unidades. Se basa en la transferencia de masa entre las fases líquido-gas de una mezcla de hidrocarburos. Permite la separación de componentes en función de su punto de ebullición. Para que se produzca el fraccionamiento o separación, es necesario que exista un equilibrio entre las fases líquido y vapor, que es función de la temperatura y presión del sistema. Así los componentes de menor peso molecular se concentran en la fase vapor y los de peso mayor, en el líquido. Las columnas se diseñan para que el equilibrio líquido-vapor se obtenga de forma controlada y durante el tiempo necesario para obtener los productos deseados.

El proceso consiste en vaporizar el crudo y luego condensar los hidrocarburos en cortes definidos, modificando la temperatura a lo largo de la columna fraccionadora. La fase líquida se obtiene mediante reflujos, que son reciclos de hidrocarburos que retornan a la columna después de enfriarse intercambiando calor con fluidos refrigerantes o con carga más fría. Su función es eliminar controladamente la energía cedida en el horno de precalentamiento.

En la zona de agotamiento, situada en la parte inferior de la columna, se le inyecta vapor que agua, que sirve para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos, favoreciendo la vaporización de los compuestos más volátiles y ayudarles a que

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

asciendan a la zona de la columna que tenga a presión y temperatura adecuada para que se produzca el equilibrio líquido-vapor y se produzca la extracción del producto definido.

Por el fondo de la torre de destilación atmosférica se obtiene Residuo Atmosférico o *Fuel-Oil Atmosférico (FOA)*, que es la fracción más pesada del crudo, por lo que se le denomina también crudo reducido.

Para cadenas largas, como las que existen en los elementos componentes de los fuelóleos de destilación atmosférica (FOA), la energía necesaria para la vaporización es mayor que la necesaria para romper enlaces, por lo que se produciría *cracking* en vez de destilación. Cuanto menor sea la presión exterior que soporta un líquido, menos energía será necesaria suministrarle para lograr su vaporización, por lo que es posible vaporizar las fracciones ligeras remanentes en el FOA, sin alcanzar los niveles de temperatura que pueden provocar *cracking térmico*.

Por la razón anterior, la *destilación a vacío* es la operación complementaria de destilación del crudo procesado en la unidad de destilación atmosférica, que no se vaporiza y sale por la parte inferior de la columna de destilación atmosférica. El vaporizado de todo el crudo a la presión atmosférica necesitaría elevar la temperatura por encima del umbral de descomposición química y eso, en esta fase del refinado de petróleo, es indeseable.

Esta columna trabaja a vacío, con una presión absoluta de unos 20 mm de Hg, por lo que se vuelve a producir una vaporización de productos por efecto de la disminución de la presión, pudiendo extraerle más productos ligeros sin descomponer su estructura molecular, como son el Gasoil Ligero y Pesado de Vacío.

El producto del fondo, Residuo de Vacío o *Fuel-Oil de Vacío (FOV)*, se utiliza para alimentar a unidades de *Craqueo Térmico*, donde se vuelven a producir más productos ligeros y el fondo se dedica a producir fuel oil, que es el producto base en el proceso de *Blending de fuel-Oil*, como veremos en el **apartado 2.5** del presente capítulo.

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

En la **tabla 2.1** vemos los distintos productos obtenidos en una *Refinería* mediante las distintas destilaciones antes explicadas, con sus posteriores aplicaciones en el mercado. Y a continuación, en la **figura 2.1**, ilustramos estas extracciones de productos, con la conexión entre cada una de las destilaciones.

	Producto	Intervalo de T <sup>a</sup> de ebullición	Aplicaciones
<b>FRACCIONES LIGERAS</b>	<i>Gas de refinería</i>	<20 °C	Combustible para la refinería
	<i>GLP</i>	<20 °C	Calefacción doméstica e industrial
	<i>Gasolina</i>	40-150 °C	Carburante para automóviles
	<i>Nafta pesada</i>	150-200 °C	Materia prima para productos químicos, disolventes.
<b>FRACCIONES MEDIAS</b>	<i>Queroseno</i>	170-250 °C	Lámpara de alumbrado carburante para turborreactores
	<i>Gas Oil</i>	250-320 °C	Carburantes para motores diesel, calefacción doméstica
<b>FRACCIONES PESADAS</b>	<i>Fuel Oil ligero</i>	340-400 °C	Combustible para buques, locomotoras, etc.
	<i>Fuel Oil pesado</i>	400-500 °C	Materia prima para lubricantes, ceras, cremas y aceites.
	<i>Asfalto</i>	>500 °C	Pavimentación, techado, impermeabilización, etc.

**Tabla 2.1. Productos obtenidos de una Refinería y sus aplicaciones.**

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

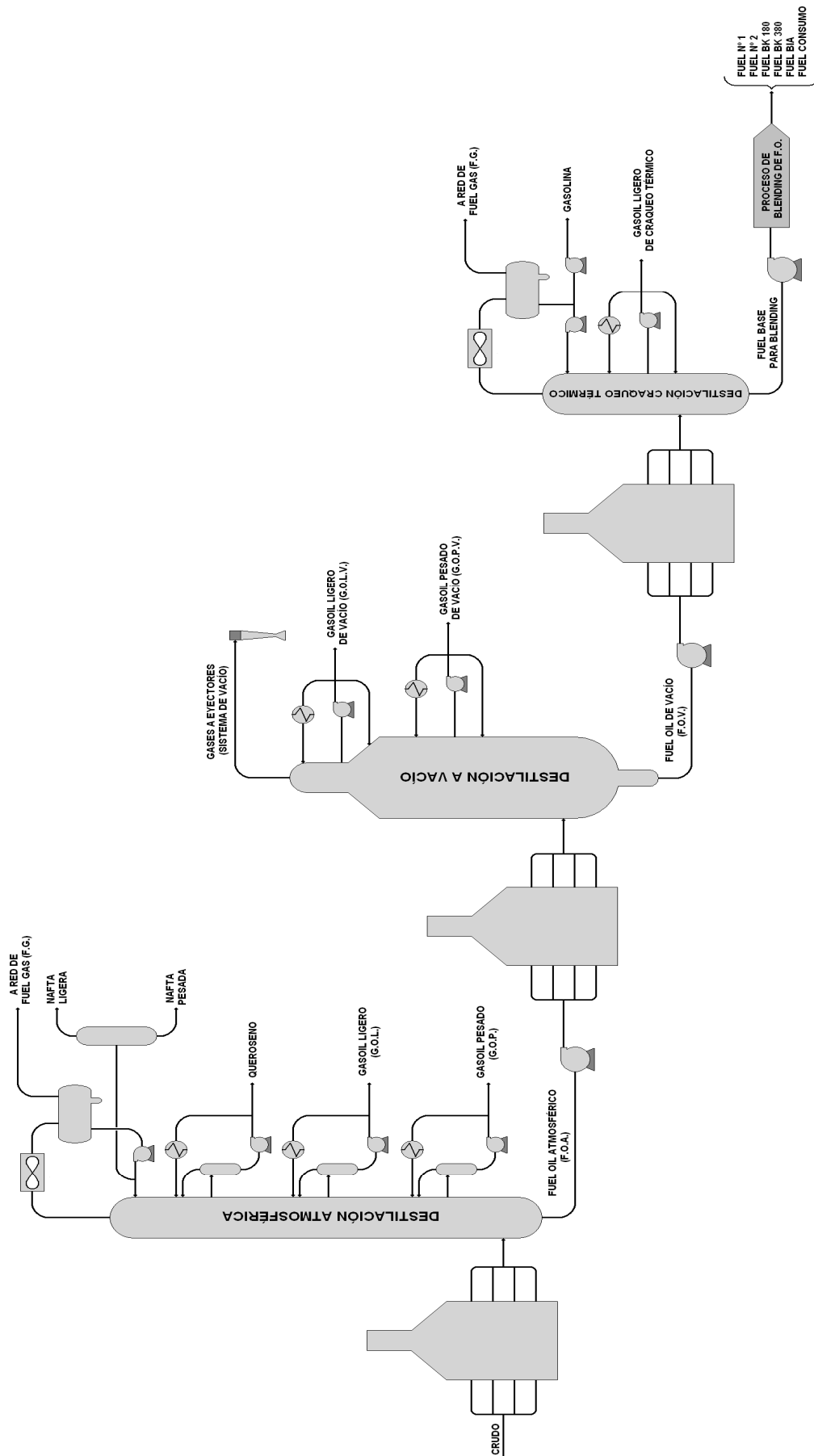


Figura 2.1. Productos obtenidos de los procesos de destilación del Crudo

---

## 2.2. QUÍMICA DEL CRAQUEO TÉRMICO

---

Un fuel-oil residual se puede definir como un sistema coloidal, cuya fase dispersa está formada por *micelas* (entre una décima y milésima de micra) que contienen *asfaltenos*, *maltenos* (antraceno, naftaleno, etc.) y aromáticos de alto peso molecular. La fase dispersante o continua es el resto de los hidrocarburos presentes.

Los *asfaltenos* son, en general, hidrocarburos muy complejos, con un peso molecular muy alto y contenido en hidrógeno muy bajo. Suelen contener azufre, nitrógeno y oxígeno y tiene enmarcado carácter aromático y cadenas alifáticas laterales. Son muy solubles en hidrocarburos aromáticos (benceno, tolueno, xilenos, etc.) y muy poco en parafínicos ligeros (hexano, heptano, etc.). En cambio, los *maltenos* son muy solubles en todos los tipos de hidrocarburos.

El sistema coloidal se puede representar de la siguiente forma: la micela consta de una parte central de *asfaltenos*, en la cual se han ido absorbiendo hidrocarburos aromáticos de alto peso molecular (naftaleno, antraceno, etc.) de la *fracción malténica*. Estos hidrocarburos de alto peso molecular, siguen absorbiendo a otros hidrocarburos con un contenido en hidrógeno algo mayor, hasta que la *micela* y su periferia posean hidrocarburos con un contenido en hidrógeno, aproximadamente, igual al de la *fase malténica dispersante*.

En un fuel-oil estable, el sistema de *maltenos* absorbidos es tal, que todas las fuerzas de absorción están saturadas. La *micela* está, pues, en equilibrio físico con la *fase malténica dispersante*. Ese equilibrio de absorción se puede perturbar de varias maneras; principalmente, añadiendo hidrocarburos con alto contenido en hidrógeno (hidrocarburos alifáticos) o aumentando la temperatura. Parte de los *maltenos* absorbidos, vuelven a disolverse en la fase dispersante, con lo cual el núcleo central de *asfaltenos* precipita.



## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

Durante el proceso de *Craqueo Térmico*, la fase dispersante se rompe, dando lugar a moléculas más pequeñas. También se forman nuevos *asfaltenos* a partir de los *maltenos*, con lo que la composición de la *fase malténica dispersante* cambia, lo cual puede acarrear una perturbación tal en el equilibrio entre *maltenos* y *asfaltenos*, que provoca la precipitación de parte de los *asfaltenos*. Si esto ocurre, el fuel-oil se hace inestable.

La reactividad para el *cracking* es diferente para cada tipo de hidrocarburo y va decreciendo en este orden:

- Normal parafinas (lineales)
- Isoparafinas (ramificadas)
- Cicloparafinas (naftenos)
- Aromáticos
- Aromáticos-naftenos
- Aromáticos polinucleares

Las parafinas son fácilmente susceptibles de ser craqueadas, dando parafinas más pequeñas y olefinas. Prácticamente, no se forma carbón ni hidrógeno, con lo cual no se formará coque en las reacciones de *cracking* de estos compuestos.

Una olefina se craquea formando dos olefinas más pequeñas o una olefina más una diolefina. Estas diolefinas formadas suelen ser cadenas muy cortas y, a bajas temperaturas de *cracking*, la cantidad formada es pequeña.

Los naftenos y aromáticos, con cadenas laterales largas, se craquean primeramente por esas cadenas laterales, quedando anillos con grupos metilo y etilo. A temperaturas inferiores a 490 °C, normalmente no deben ocurrir reacciones de *cracking* de anillos nafténicos y aromáticos. Esta temperatura la tendremos en cuenta a la hora de diseñar el proceso de *Craqueo Térmico*, ya que los anillos bencénicos producen rigidez en las moléculas y evitan la cristalización o *coquización* del producto, que es muy indeseable en el proceso, ya que se deposita en la tuberías del proceso, produciendo atascos. Por ello, como veremos más adelante en el **apartado 2.4**

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

de este capítulo, la temperatura de calentamiento del fuel-oil no sobrepasará este valor de temperatura; incluso, una vez llegado a la máxima temperatura de craqueo, deberá enfriarse rápidamente la corriente para evitar que continúe el craqueo y se alcancen mayores temperaturas.

Además de estas reacciones de *craquing*, pueden ocurrir otra serie de reacciones, sobretodo cuando están presentes aromáticos y aromáticos polinucleares. Las reacciones que en estos casos suelen ocurrir son de condensación inter e intramolecular. Ilustramos algunos ejemplos en la **figura 2.2**.

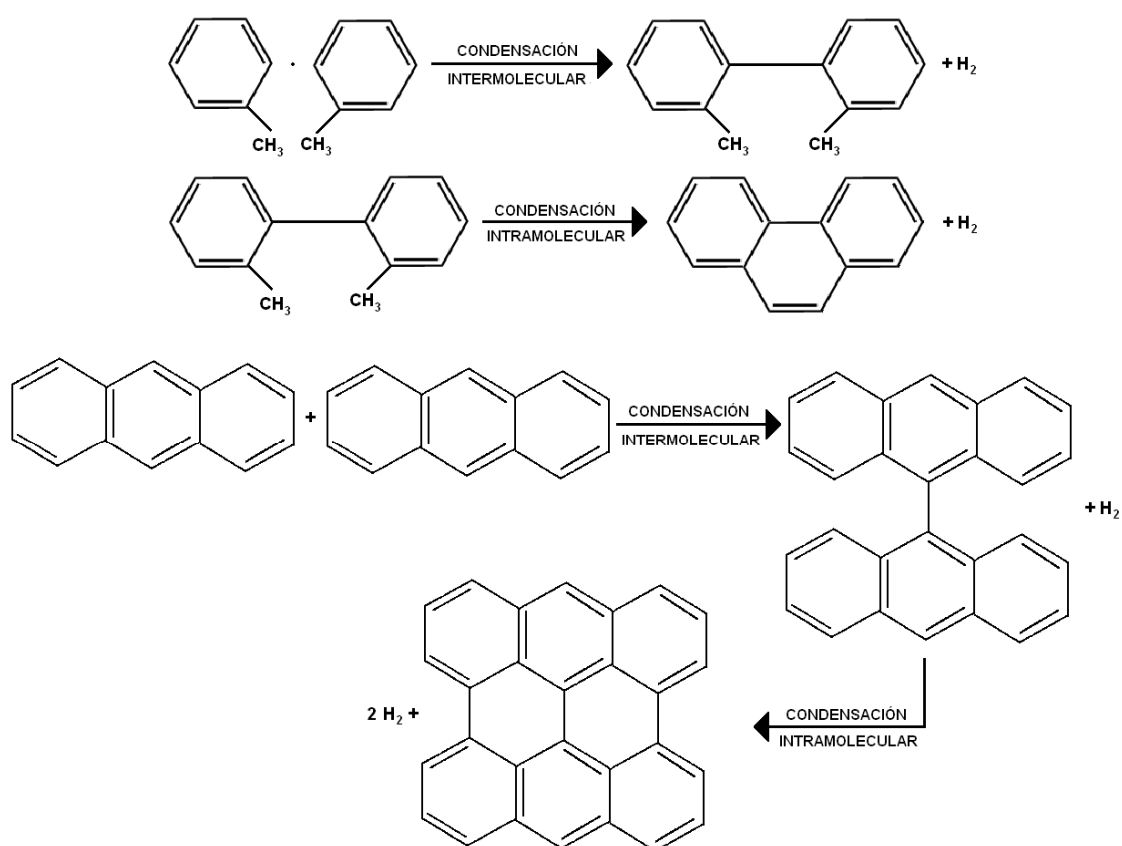


Figura 2.2. Ejemplos de condensación inter e intramolecular.

## ***2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo***

Las reacciones de condensación son las responsables de la formación de *asfaltenos*, de forma que si aumenta mucho la conversión, aumenta tanto la concentración de *asfaltenos* que pueden llegar a precipitar y, como consecuencia, provocan la producción de fuel-oil inestable.

Puede darse el caso de que la adición de otros cortes de fuel-oil, con el fin de obtener la viscosidad especificada de ese fuel, pueda afectar negativamente a la estabilidad, dependiendo de la naturaleza de ese corte. Por ello, en el caso de tener que realizar mezclas, hay que tener en cuenta que la aromaticidad de los cortes añadidos no es el único fenómeno que va a controlar la estabilidad. Existen otros parámetros de los cuales no se ha hablado, y como mejor se puede determinar su efecto real sobre la mezcla es con los correspondientes ensayos de laboratorio.

---

### 2.3. EFECTOS DEL CRAQUEO TÉRMICO SOBRE EL FUEL

---

El efecto de la operación de *Craqueo Térmico* se puede representar en función de dos términos: de *conversión* (rendimientos en productos ligeros) o como *reducción de la viscosidad* del producto.

La máxima conversión alcanzable es la cantidad de productos ligeros formados hasta una temperatura de ebullición determinada, de forma que el material más pesado de temperatura de ebullición superior sea estable.

En el proceso de *Craqueo Térmico* que vamos a estudiar, el punto de referencia normalmente será el de separación del gasóleo, unos 350 °C en *destilación TBP* (370-380 °C de F.D. ASTM). La conversión es, por definición, diferente para cada tipo de carga, debido a la diferencia en composición y estructura coloidal, como se ha venido explicando anteriormente. Si se usa como punto de referencia la reducción de la viscosidad, ésta suele medirse por la relación existente entre la viscosidad del residuo (350 °C + TBP) y la carga del proceso.

Algunas notas aclaratorias de estos dos conceptos son las que explicamos a continuación:

- Los requerimientos de estabilidad pueden variar, dependiendo del tiempo que el residuo vaya a permanecer almacenado. Si va a estar mucho tiempo, la estabilidad del residuo de Craqueo Térmico deberá ser bastante mayor que cuando va a ser utilizado inmediatamente después de ser producido.
- La estabilidad puede cambiar después de añadir el corte necesario, pero ese cambio no siempre se nota inmediatamente.

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

Un concepto que puede ayudar a entender cuál es la *misión del Craqueo Térmico* es la reacción química de este proceso. El *Craqueo Térmico* no es más que una reacción química que se produce a alta temperatura con algo de presión, y esta reacción química supone los siguientes pasos:

- Rotura de determinados enlaces en los compuestos originales (si el enlace roto es C-C, la reacción es de *cracking*; si es C-S será de desulfuración, etc....).
- Migraciones de los electrones implicados en esos enlaces.
- Reorganización de esos electrones de una forma diferente a como estaban en el compuesto original. El o los compuestos formados tras esa reordenación serán los productos de la reacción. El o los componentes originales son los llamados reactivos.

Pues bien, de esos tres pasos, el limitante suele ser el primero, el de rotura de los enlaces existentes en los reactivos, y para poder romperlos, habrá que suministrarles una energía. Esta energía, lo más normal, y este es el caso de las reacciones de *cracking*, será calorífica (como antes hemos especificado), pero en otras reacciones pueden ser de otro tipo. Es la llamada *energía de activación*.

Una vez alcanzados los niveles energéticos necesarios, se rompen los enlaces; puede ser que los pasos siguientes necesiten recibir energía para que se produzca la formación de nuevos enlaces (serían *reacciones endotérmicas*) o, de lo contrario, que la formación de esos enlaces desprenda energía (serían las *reacciones exotérmicas*), la cual sería utilizada para romper enlaces de nuevas moléculas de los reactivos, iniciándose así una escalera ascendente donde la energía, cedida por los productos de reacción, rompe nuevos enlaces de los reactivos. La reacción seguiría indefinidamente hasta que se terminen los reactivos, si no extraemos, de los lugares donde se produce la reacción, el calor en ella formado.

## ***2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo***

En el caso del proceso de *Craqueo Térmico*, la energía de activación, para que se inicie la reacción, se aporta con el horno de proceso, y la reacción de *cracking* se detiene con la introducción de un “*quench*”, que como veremos el **apartado 2.4** del presente capítulo, se trata de una corriente de producto frío que absorbe parte del calor liberado y evita que sea utilizada para romper enlaces de moléculas de reactivos e, incluso, de productos de reacción ya formados.

---

## 2.4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

---

El proceso de *Craqueo Térmico* puede tomar carga de diferentes unidades y tanques y mezclarlas entre sí, aunque la carga habitual será de *Fuel-Oil de Vacío*, de la unidad de *Destilación a Vacío* y del tanque correspondiente.

El residuo de la *destilación a vacío* sale del fondo de la torre a 365 °C y posteriormente se enfría toda la corriente pasando por unos intercambiadores de calor de refrigeración, para introducir parte de esta corriente en el fondo de la torre como *quench* a 225 °C. El resto de corriente de residuo, a esa temperatura, tiene dos destinos: hacia tanque de almacenamiento (previo paso por intercambiadores de calor para enfriar la corriente hasta 95 °C, para evitar que desprenda gases dentro del tanque) y hacia la *Unidad de Craqueo Térmico*.

No sería posible dividir la corriente de fondo de vacío antes de pasar por la refrigeración para la obtención de *quench*, ya que corremos el riesgo de que se produzca *cracking* en la corriente, con la posible *coquización* del producto.

Entonces, al mezclar la corriente de fondo de vacío a 225 °C, que desviamos hacia la unidad de *Craqueo Térmico* con la corriente que proviene desde tanque de almacenamiento, a una temperatura comprendida entre 70 y 90 °C, nos queda una carga a la unidad de 187.500 kg/h de esta mezcla a unos 132 °C, para una mezcla aproximada que se encuentra entre 30-40 % de producto directo de la unidad, entre 60-70 % de producto de tanque, dependiendo principalmente de la temperatura que tenga el producto de tanque, ya que la temperatura del producto de fondo de la columna a vacío normalmente se mezclará a la misma temperatura siempre. Una vez mezclada esta corriente de carga debemos calentarla entre 335 y 345 °C, temperatura que depende del tipo de crudo que empleemos en la *destilación atmosférica*. Cada tipo de crudo tiene unas calidades distintas y producen también distintos rendimientos en la destilación (ver **tabla 8.1** del capítulo de “*Anexos*”).

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

Antes de que la carga sea aspirada por las bombas de carga, se le inyecta un aditivo “*Capturador de radicales*”, cuyo fin es inhibir los posibles radicales libres existentes en la carga a la unidad, para así cortar cualquier inicio de *cracking* de las moléculas al ser la carga impulsada por las bombas. La carga es impulsada a unos 23 kg/cm<sup>2</sup> aproximadamente, procurando no sobrepasar la presión de diseño de los intercambiadores de calor que vienen a continuación, que es de 25 kg/cm<sup>2</sup>.

Así, para el calentamiento de la corriente de carga, en primer lugar ésta pasa por una serie de intercambiadores de calor para precalentarla, donde la carga (por carcasa) intercambia calor con la corriente de fondo de la torre de destilación de la unidad de Craqueo Térmico (por tubos). La carga entra a esta red de intercambiadores a 132 °C y sale de éstos a 325 °C, después de pasar por 6 unidades de intercambio de calor dispuestas en serie. Hablamos de “unidades de intercambio de calor” en vez de intercambiadores de calor por el hecho de que una de esas 6 unidades está formada por 2 intercambiadores de calor dispuestos en paralelo, cuya explicación la veremos cuando apliquemos la *Tecnología Pinch* a este proceso, que será en el **capítulo 4** del presente estudio. Cada uno de estos intercambiadores dispuestos en serie tiene un área de transferencia de calor de aproximadamente la mitad que la de los demás del tren de precalentamiento, con lo que sumadas las áreas de estos dos intercambiadores, suponen aproximadamente el área de transferencia de cualquiera de los demás intercambiadores. Así, se puede decir que cada unidad de intercambio de calor tiene una misma área de transferencia de calor.

A la carga, a la salida del segundo de estos dos intercambiadores en paralelo (porque la línea que se divide es la de fondo de la torre, no la de carga) se le inyecta un aditivo “*Anticoque*”, para prevenir la posible formación de coque, ya que a partir de este momento puede formarse, con el consiguiente ensuciamiento que ello produce en los siguientes cambiadores de calor, disminuyendo así el rendimiento de éstos. Luego, a la salida de esta red de intercambiadores, la carga entra al horno de proceso, de donde sale a una temperatura comprendida entre 335 y 345 °C, como antes hemos explicado. Las características de este horno de proceso se verán con mayor profundidad en el **capítulo 5** del presente estudio. Antes de entrar la carga entra al horno de proceso, ésta se divide en 4 líneas de entrada (los llamados 4 pasos del horno), para controlar mejor la carga de entrada, y tras producirse la transferencia de calor en la zona de radiación del horno con



## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

los gases de combustión procedentes de la quema de combustible, vuelven a salir del horno estas 4 líneas, que se unirán de nuevo. Esta nueva línea es la llamada “*Línea Transfer*”, que tiene la característica de que no tiene codos, sino que dispone de “T” embridadas, para facilitar la limpieza de la línea en paradas.

Como la temperatura de salida del horno es la variable a actuar para conseguir la conversión en el proceso, hay que ajustarla para conseguir los valores deseados de estabilidad y compatibilidad de la salida de residuo el fondo del proceso de destilación de esta unidad.

La salida de la carga del horno de proceso se dirige, por la *línea transfer*, hasta un botellón vertical con un distribuidor en su entrada, diseñado para que en el interior del recipiente exista flujo laminar y no existan turbulentas que aumenten el tiempo de residencia. La carga a este botellón entra por el fondo, través del distribuidor antes mencionado, y sale por su parte superior. La presión a la que se encuentra este botellón está en un rango de 11 y 13 kg/cm<sup>2</sup>, dependiendo de las condiciones a la que entra la carga, que junto con la función de éste, aumentar el tiempo de de residencia de la carga antes de la entrada de ésta a la torre de destilación, permiten que la reacción de *craqueo térmico* continúe produciéndose, ya que disponemos de bastante temperatura a la salida del horno. Por ello, a la salida de este botellón se une una línea de *quench*, que como en la sección anterior hemos explicado, sirve para enfriar el producto y, así, interrumpir el proceso de *cracking*. Esta línea de *quench* viene del fondo de la torre, tras pasar por tres intercambiadores de calor (los dos primeros intercambiando calor con la carga en la red de intercambiadores antes mencionada).

El fondo de la torre, con un caudal de 236.252 kg/h entra a 365 °C a la red de intercambiadores, y al pasar por los dos primeros sale con una temperatura de 311 °C. Luego, esta corriente de fondo se divide en dos: una corriente de 168.750 kg/h, que continúa pasando por la red de intercambiadores y está destinado como fuel base del proceso de *Blending de fuel-Oil*; y otra corriente de 67.502 kg/h, que se refrigera con un intercambiador hasta 225 °C, y está destinado como *quench* de los que 62.502 kg/h van a unirse a la corriente de salida del botellón antes mencionado, justo a la salida de éste y antes de entrar a la torre de destilación, para interrumpir el proceso de *cracking* y poder destilar el producto, enfriando la entrada del producto a la torre hasta un rango de

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

temperatura de 380-390 °C, dependiendo de la temperatura de salida de la carga del horno; el resto de *quench*, 5.000 kg/h, entra al fondo de la torre de destilación, para mantener la temperatura del fondo. Este *quench* de enfriamiento que se inyecta antes de la entrada a la torre de destilación supone un tercio de la carga al proceso y después de mezclarse con ella, supone un 25 % de la mezcla total que entra a la torre de destilación.

Conociendo estos datos y sabiendo que los calores específicos de las dos corrientes que mezclamos son muy parecidos, llevando estos porcentajes a las temperaturas de cada corriente, obtenemos una mezcla aproximada de 380 °C, para una temperatura a la salida del horno de 435 °C, y una mezcla de 390 °C aproximadamente a la entrada de la torre, para una temperatura a la salida del horno de 445 °C. Aún así, es posible variar el caudal de *quench* que inyectamos antes de la torre, al igual que el caudal de la corriente de refrigeración que intercambia calor con esta corriente de *quench* antes de la inyección, por lo que la temperatura a la salida del horno no es un factor determinante para la obtención de la temperatura a la entrada de la torre.

A continuación, en la **figura 2.3** vemos cómo se dispone la red de intercambiadores de calor del tren de precalentamiento anterior al horno de proceso, donde la carga y el fondo de la torre de destilación intercambian calor, la primera corriente para calentarse y la segunda para enfriarse.

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

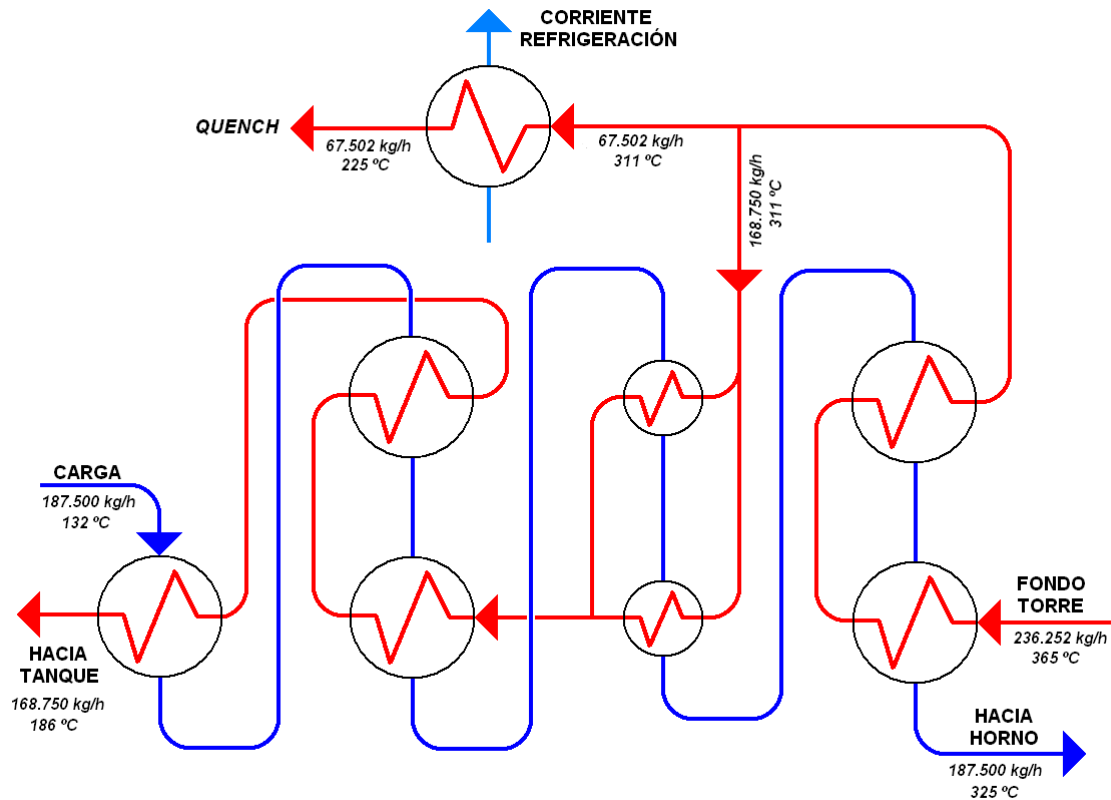


Figura 2.3. Disposición de la red de intercambiadores entre carga y fondo.

La torre de destilación es una columna de 37,2 m de altura y 3,65 m de diámetro en su zona superior y 1,83 m en la zona inferior. La zona de *agotamiento o stripping* está construida en acero al carbono y recubierta interiormente con un *cladding* de acero inoxidable de 2,8 mm de espesor. Tiene un total de 32 platos diferenciados en 5 zonas:

- La primera zona comprende del plato 1 al 12. Son de doble paso y de válvulas. A continuación hay un plato ciego con 4 chimeneas de 1,5 m de altura. Ésta es el plato de extracción de gasoil y se encuentra soldado en su totalidad.
- La segunda zona comprende del plato 13 al 19. Son iguales a los anteriores.
- La tercera zona va del plato 20 al 23 y son platos de un solo paso y perforados.

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

- d) La cuarta zona va del plato 24 al 27 y son bandejas inclinadas de un solo paso sin ningún agujero y con rebosadero en forma de almenas. Por debajo del plato 27 está la zona flash, que tiene un distribuidor para la entrada de carga.
- e) Por debajo de la zona de flash se encuentra la de agotamiento, formada por 5 bandejas inclinadas de un solo paso perforadas. Por debajo del último plato, el 32, se encuentra una entrada de “*Vapor de stripping*”, que dispone de un distribuidor a la entrada de la torre, cuyo fin es reducir la presión parcial de los componentes de la fase líquida, rebajando el punto de burbuja de esta mezcla y permitiendo, de esta forma, la eliminación de los compuestos ligeros que existían en equilibrio con la fase líquida. Por debajo de esta entrada de vapor, se encuentra la entrada de 5.000 kg/h *quench* al fondo de la torre, antes mencionada.

Los productos extraídos de esta torre de destilación son los que vamos a ver a continuación:

**1. Gases de cabeza y gasolina.** La fracción destilable del producto de cabeza está condicionada por la temperatura y presión en la cabeza de la torre. La temperatura de la cabeza de la torre se controla mediante el reflujo de producto de cabeza de nuevo a la torre, manteniendo una temperatura entre 135 y 145 °C.

El procedimiento de obtención de este reflujo es el que explicamos a continuación: el producto de cabeza pasa por 8 paquetes de aerorrefrigerantes, que enfrían estos gases hasta 45 °C y provocan la condensación de *gasolina*, y van a parar a un botellón decantador, que separa los gases y la gasolina decantada. En este botellón se introduce también la gasolina decantada procedente de la unidad de destilación a vacío, que no es más que una pequeña parte de los gases de cabeza de la torre de vacío, que se usan para hacer el vacío en la torre mediante eyectores, condensándose el resto, no usado para ello, y enviándose a este botellón (o al proceso de *Destilación Atmosférica* en el caso de que la unidad de *Craqueo Térmico* no está en servicio). Así que, parte de la *gasolina* decantada en el botellón decantador se utiliza como reflujo para la torre, para enfriar un poco la cabeza de ésta y decantar productos más pesados para que no

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

salgan por la cabeza. El resto de gasolina se extrae, mandándose a unidades de *Hidrodesulfuración (HDS)*, para eliminar el azufre que contiene.

Las calidades de la gasolina, tales como número de bromo, PONA, gomas, etc., dependerán de las condiciones de severidad en el horno y de la calidad de la carga a la unidad.

Los *gases* que no decantan son mandados, por la parte superior del botellón decantador, a un compresor, que impulsa estos gases a unos  $7 \text{ kg/cm}^2$  de presión a otra unidad para que le elimine el ácido sulfhídrico que contienen, incorporándose luego este gas tratado a la red general de fuel-gas.

Se debe mantener una presión en cabeza lo más baja posible, ya que así se aumenta el rendimiento en destilados de la torre y también se reduce la solubilidad de gas sulfhídrico en el residuo. El límite inferior de presión en cabeza será el que marquen las bombas de producto de fondo de la torre, ya que la presión de aspiración e impulsión de éstas se reducirá igualmente.

**2. Extracción de gasoil**, situada entre los platos 12 y 13 de la torre. El punto de destilación de gasoil dependerá de la fracción destilable del producto de cabeza, y su fracción destilable dependerá de la temperatura del plato de extracción de gasoil, que como hemos dicho, se encuentra entre los platos 12 y 13 de la torre. Para controlar esta temperatura, de lo extraído en este plato de extracción, parte se recicla como “*reciclo frío*” a la torre o reciclado superior, y otra parte como “*reciclo caliente*” o *reciclo inferior*.

El *reciclo caliente* entra a la torre a la misma temperatura de extracción del gasoil (entre  $310$  y  $320^\circ\text{C}$ ), justo debajo del plato de extracción. Este reciclado no retira calor de la columna y su misión es mantener este plato de extracción de gasoil a esta temperatura, debido a que el reciclado frío entra a la torre por encima del plato de extracción de gasoil, bajando la temperatura en la zona del plato de extracción de gasoil. El caudal de este reciclado caliente vendrá dado por el grado de conversión a que se esté trabajando en el horno y a la calidad de la carga.

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

Con el *reciclo frío* si se extrae calor de la columna. Para enfriar esta corriente de gasoil, lo hacemos pasar por un intercambiador de calor con el aire de entrada al horno de proceso. Con ello, calentamos el aire de temperatura ambiente a 175 °C, con lo que conseguimos un ahorro en combustible para el horno y una disminución de emisión de CO<sub>2</sub> a la atmósfera (cálculos en el **capítulo 5** del presente estudio).

Así, la corriente de gasoil que usamos como reciclo frío entra a la torre a 160 °C por encima del plato de extracción de gasoil, con la misión de disminuir el reflujo de cabeza, creando un mayor reflujo interno en los platos de la zona de gasoil, para alcanzar una buena separación entre gasolina y gasoil.

El gasoil extraído como producto, que no es más que el resto que no es usado como reciclo en la torre, al igual que la gasolina, se manda a unidades de *Hidrodeshulfuración* para eliminar el azufre que contiene, con lo cual, la temperatura del plato de extracción se debe adecuar de manera que el 95 % de destilación del gasoil cumpla la especificación de gasoil que están fabricando las *HDS*. Este gasoil extraído de la torre también puede enviarse a la línea de fondo de la torre de craqueo térmico en caso de parada de las unidades de *HDS*, ya que el gasoil es usado como componente del proceso de *Blending de Fuel-Oil*.

Otras características del producto, como número de bromo, viscosidad, punto de nube, etc., dependerán de la severidad de la operación en el horno y de la calidad de la carga (al igual que la gasolina).

**3. Extracción de residuo** de la torre por el fondo, que como antes hemos explicado, intercambia calor con la carga en la red de intercambiadores de precalentamiento de ésta, pasando por tubos, de 365 °C a 186 °C a la salida de esta red, requiriendo luego refrigeración para llevar esta corriente de fondo a 95 °C, para poder enviarlo a tanque, ya que a mayor temperatura pueden producirse gases inflamables en el interior de éstos.

Pero, como ya sabemos, no todo el fondo de la torre es utilizado como fuel base del *Blending*, sino que parte de este fondo se desvía después del segundo intercambiador fondo-carga, para enfriarse luego hasta 225 °C e inyectarse como

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

*quench* antes de la entrada de la carga a la torre de destilación para parar el *cracking* y en el fondo de la torre, para mantener la temperatura del fondo.

Nada más salir del fondo de la torre, la corriente de fondo posee una inyección en la aspiración de las bombas de fondo de una corriente de *Fuel Oil Atmosférico*, que se utiliza para ayudar a que las bombas de fondo impulsen cuando han cavitado. En la aspiración de estas bombas de fondo también se inyecta el aditivo “*Antifouling*” (o Antiespumante), que evita la formación de espuma en la corriente de fondo de la torre, ya que el *Vapor de stripping* que se inyecta justo en la base la torre ayuda a la formación de ésta, y también retrasa el ensuciamiento de los cambiadores.

Las bombas de fondo impulsan el residuo a no más de  $20 \text{ kg/cm}^2$ , por la misma razón que las bombas de carga no lo hacían a más de  $23 \text{ kg/cm}^2$ , por la presión de diseño de los intercambiadores de calor de la red de precalentamiento, por los que la corriente de fondo circula por tubos. Pero antes de entrar a esta red de intercambiadores, pasan por unos filtros de de canasta, situados en paralelo, en el que uno de ellos se encuentra bloqueado e inundado d gasoil, como filtro de reserva.

La salida de estos filtros se dirige al tren de precalentamiento. La corriente de fondo circula por los tubos de estos intercambiadores en contracorriente con la carga, que circula por carcasa. Por ello, en primer lugar, el residuo pasa por los dos últimos cambiadores por los que pasaba la carga, también en serie, pasando de  $365^\circ\text{C}$  a  $311^\circ\text{C}$ . A continuación, de la corriente de residuo, como anteriormente explicamos, se desvía una corriente (que supone algo menos de un 30 % de la corriente total de fondo) destinada como *quench*, que pasa por otro intercambiador, transfiriendo calor a una corriente de refrigeración para quedarse a  $225^\circ\text{C}$ , y ser utilizada como corriente de enfriamiento para parar el *cracking* antes de la entrada de carga a la torre y para mantener la temperatura en el fondo de ésta.

El 70 % aproximadamente que nos queda de corriente de residuo continúa su paso por la red de intercambiadores, siempre por tubos. La siguiente unidad de transferencia de calor por la que pasa consta de dos intercambiadores en paralelo, cuyas áreas de transferencia sumadas igualan el área de los demás intercambiadores (explicación que se dará en el **capítulo 4** del presente estudio). Como antes explicamos,

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

la carga pasa en serie por estos dos intercambiadores en paralelo, por lo que es la corriente de residuo la que se divide, pasando en paralelo por estos dos cambiadores. A la salida de estos dos intercambiadores la corriente dividida de residuo vuelve a unirse, pasando en serie por los siguientes 3 intercambiadores, que son los 3 primeros intercambiadores por los que circula la carga, en contracorriente con ésta. A la salida del tren de precalentamiento, la corriente de residuo queda a una temperatura de 186 °C, por lo que deberá pasar por otra serie de intercambiadores de refrigeración para poder llevar esta corriente a 95 °C y finalmente almacenar en tanque.

Nada más salir del tren de precalentamiento, y antes de ser refrigerado con otro intercambiador, comienza el proceso de *Blending de Fuel-Oil*, con el producto de fondo de nuestro proceso como *fuel base*. Así, a la salida de la corriente de residuo del tren de precalentamiento se le inyectan dos componentes que forman parte del proceso de *Blending de Fuel-Oil*. Estos componentes son *Gasoil* de los procesos de Destilación atmosférica y del propio proceso de Destilación de la unidad de *Craqueo Térmico*, y *Gasoil pesado de la destilación del proceso de Craqueo Catalítico (CO)*, unidad paralela a la de *Craqueo Térmico*, que se fundamente en el uso de un catalizador para producir el *cracking*, y que recibe carga de otras unidades de Destilación Atmosférica y de Vacío paralelas.

A continuación, la corriente de residuo pasa por dos intercambiadores de refrigeración en serie, tras los cuales se le inyecta otro componente del *Blending de Fuel-Oil: Refinado*, procedente de una petroquímica de fabricación de tensioactivos, que utiliza como carga el Queroseno extraído de la Destilación Atmosférica de Crudo. Después de esta inyección, la corriente de residuo pasa por 4 paquetes de aerorrefrigerantes, con 4 ventiladores. Pasa primero por dos de ellos en paralelo y luego en serie por los otros dos. La función principal de estos aerorrefrigerantes es enfriar más la carga en ocasiones en que se necesite, por ensuciamiento de intercambiadores, días de mucho calor, temperatura especialmente alta de la corriente, etc., ya que son fáciles y rápidos de poner y dejar fuera de servicio.

Tras estos paquetes de aerorrefrigerantes, la corriente de residuo pasa por otros dos intercambiadores de refrigeración, tras los cuales la corriente alcanza la temperatura de 95 °C, que es la necesaria para poder almacenarse en tanque, impulsado por una



## ***2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo***

bomba. Tras el último intercambiador, se le inyecta a la corriente el último aditivo “*Capturador de sulfhídrico*”, que reacciona con el ácido sulfhídrico libre en la corriente, eliminándolo. Y antes de que la bomba impulse el fuel hacia tanques, aún tenemos, en la aspiración de ésta 3 inyecciones de componentes del *Blending de fuel-Oil*, que son:

- *Extracto Furfural*, que es extraído de una destilación para la fabricación de bases lubricantes.
- *Gasol ligero (LCO)* procedente de la destilación de Craqueo Catalítico antes mencionada.
- *Queroseno* procedente del proceso de Destilación Atmosférica.

A continuación, en la **figura 2.4**, ilustramos el diagrama completo de corrientes y equipos principales de la Unidad de *Craqueo Térmico*.

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

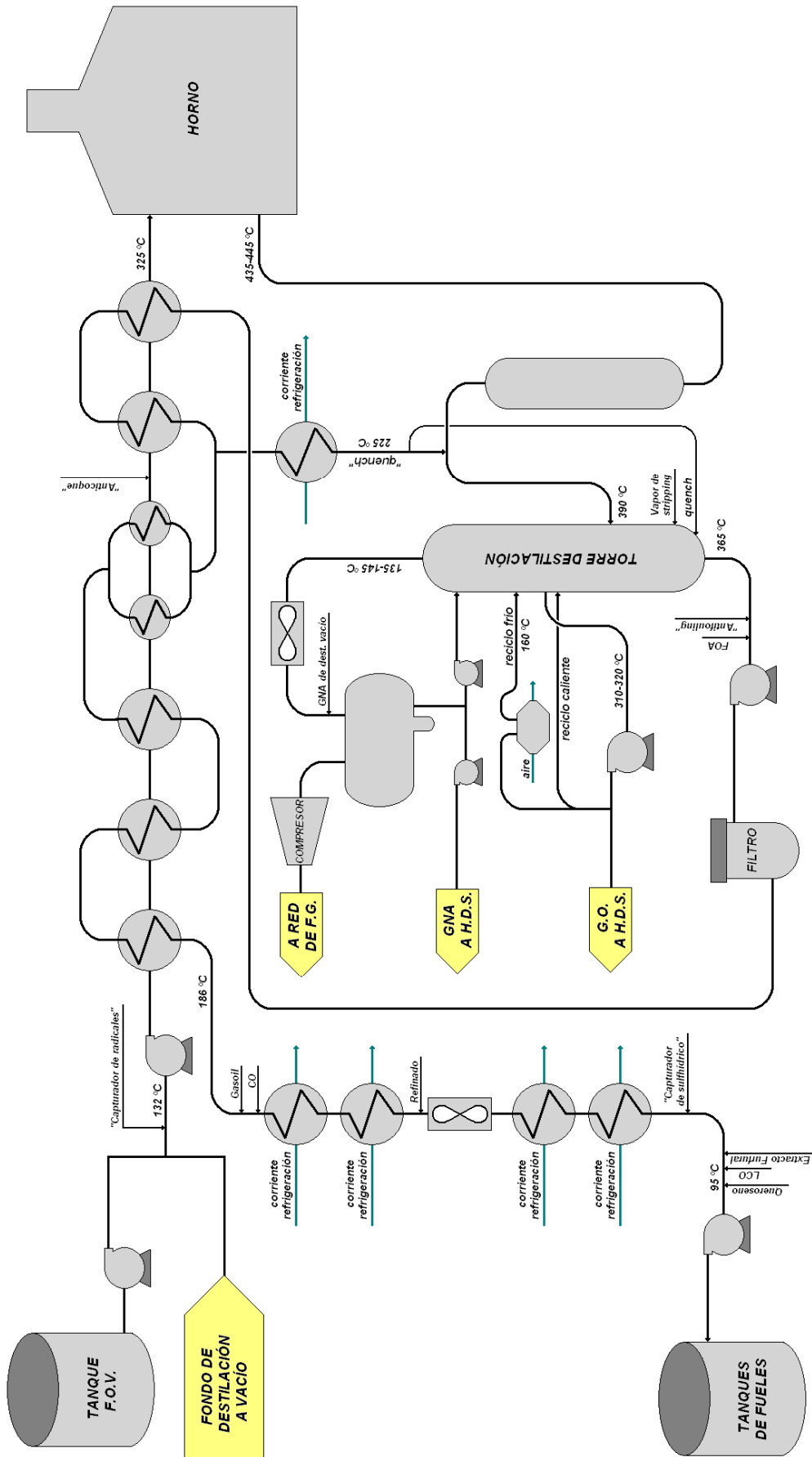


Figura 2.4. Diagrama de corrientes y equipos principales de la Unidad de Craqueo Térmico

---

## 2.5. IMPORTANCIA DEL CRAQUEO TÉRMICO EN EL BLENDING DE FUEL-OIL

---

Se entiende por *Blending de Fuel-Oil* al conjunto de líneas y equipos destinados a la fabricación de fueles. Esta fabricación se realiza normalmente mediante la mezcla de varias corrientes en cantidades determinadas (denominadas “*cutters*”) para alcanzar la calidad del tipo de fuel deseado, tomando como base el residuo de la unidad de *Craqueo Térmico*, que es un fuel muy viscoso y de alta densidad del que, prácticamente, no puede sacarse ningún componente ligero más, ya que es un fuel resultado de tres destilaciones.

Por ello, la unidad de Craqueo Térmico es tan importante, porque a partir de un fuel que proviene de una destilación a vacío, obtenemos productos más ligeros y de mayor valor adquirido que este fuel (como son gasolina y gasoil), reduciendo la cantidad de fuel y aprovechándolo luego para el proceso de *Blending*, con el que fabricamos distintos tipos de fueles para el mercado.

Volviendo al proceso de *Blending*, la mezcla de estos *cutters* se puede realizar simultáneamente (en línea), enviando así al tanque el producto terminado directamente (como hemos señalado en el capítulo anterior), pero también puede realizarse mediante bombadas de los distintos componentes para que se mezclen luego en el tanque. La elección de un proceso u otro se realiza en función del tipo de fuel a fabricar, de los diferentes tipos de fuel que se están fabricando simultáneamente o de las disponibilidades de líneas y/o tanques.

Los distintos tipos de fueles que se fabrican en el proceso de *Blending* se especifican en la **tabla 2.2**, indicando las características que limitan el proceso de fabricación de cada uno de los fueles.

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

TIPO	% S	DENSIDAD (g/cm <sup>3</sup> )	VISC. 50°C (cP)	VISC. 100°C (cP)	ABN <sup>1</sup>
Nº 1	2,7	-	254	25	46
Nº 2	2,7	-	472	37	46
BK 180	3,8	0,991	180	20,5	-
BK 380	4,0	0,991	380	35,3	-
BIA	1,0	0,998	-	25	-
CONSUMO	2,8	-	-	50	-

Tabla 2.2. Especificaciones limitantes de fueles.

En apartado anterior de este capítulo hemos visto los componentes que inyectamos a fuel base de la unidad de *Craqueo Térmico*. A continuación veremos todos los productos implicados en el proceso de Blending de Fuel-Oil, así como las características de cada uno de estos *cutters* y su influencia sobre las características del *fuel base*.

---

<sup>1</sup> El **ABN** (*Aromatic Blend Number*) se concluye a través de un ensayo y nos indica si un fuel es aditvable con gasoil ligero. La experiencia dice que un fuel con ABN por encima de 44 lo es.

## **2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo**

Los productos participantes en el *Blending de fuel-Oil*, clasificados según su procedencia, son los siguientes:

### **a) Productos de *Cracking Térmico*:**

- **Residuo de Craqueo Térmico.** El fuel obtenido en la unidad de Craqueo térmico es el que habitualmente enviaremos como fuel base el *Blending* y al que aportaremos los diluyentes necesarios para conseguir un producto comercial dentro de las especificaciones exigidas por el mercado. Las propiedades de esta corriente d residuo dependen a la vez de la naturaleza del crudo de procedencia y de la severidad a la cual se esté trabajando la unidad. Este residuo suele tener alta densidad y viscosidad. Así que, para reducir estos valores se añaden otras corrientes en la línea de envío de esta corriente a tanque, los *cutters*, explicados a continuación.
- **Gasoil de Craqueo Térmico**, que se une al gasoil procedente de las unidades de Destilación Atmosférica y que se explica a continuación.

### **b) Productos de destilación atmosférica:**

- **Gasoil ligero (GOL).** Puede provenir de las 2 unidades de Destilación Atmosférica ya mencionadas y de la unidad de *Craqueo Térmico*, como ya hemos visto. Se usa preferentemente como controlador de densidad, aunque también mejorará la viscosidad y el azufre del fuel. Se utiliza principalmente en los fueles que necesitan control de densidad, como son los *Bunkers*. Sus características típicas se reflejan en la **tabla 2.3**.

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

PRODUCTO	GOL
DENSIDAD (15 °C)	0,86
VISCOSIDAD 100 °C (cP)	3,10
AZUFRE (% peso)	1,20

Tabla 2.3. Características típicas del Gasoil ligero (GOL).

- **Queroseno.** Se obtiene normalmente del proceso de Destilación Atmosférica en línea con el proceso de *Craqueo Térmico*. Su incorporación se realiza normalmente en los fueles que necesitan mejorar la densidad, aunque, igual que el GOL, también mejorará, por supuesto, la viscosidad y el azufre. Los fueles típicos en los que se usa el Queroseno como *cutter* son los *Bunkers*, aunque el uso de GOL como *cutter* de estos fueles excluye al Queroseno, por motivos económicos. Sus calidades típicas son las que mostramos en la **tabla 2.4**.

PRODUCTO	QUEROSENO
DENSIDAD (15 °C)	0,82
VISCOSIDAD 100 °C (cP)	1,10
AZUFRE (% peso)	0,40

Tabla 2.4. Características típicas del Queroseno.

### b) Productos del *Cracking Catalítico*:

- **L.C.O. (Gasoil ligero de *Cracking Catalítico*).** Se trata de un corte de gasoil ligero procedente directamente de la unidad de *Craqueo Catalítico* o de tanque, que se incorpora al *Blending* como *cutter* en todos los tipos de fabricación de fueles, en función de las existencias (ya que se usa también como base en el *Blending de Gasoil*) y en función de la calidad deseada. Es

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

necesario controlar el contenido en azufre al incorporarlo en los casos de fabricación de *Fuel BIA*. Debido a sus características, se usa para mejorar la viscosidad del fuel, siendo sus características las que vemos en la **tabla 2.5**.

PRODUCTO	LCO
DENSIDAD (15 °C)	0,94
VISCOSIDAD 100 °C (cP)	3,70
AZUFRE (% peso)	1,80

Tabla 2.5. Características típicas del Gasoil ligero de *Cracking Catalítico* (LCO).

- **C.O. (Gasoil pesado de *Cracking Catalítico*).** Se trata de gasoil pesado procedente directamente de la unidad de *Craqueo Catalítico*. Se incorpora como *cutter* al *Blending de Fuel-Oil*, en caso de fabricación de fuel oil de los tipos: *BIA*, *Nº 1*, *Nº 2*, *Bunker 180* y *Bunker 380*. Debido a sus características, mejorará la concentración de azufre y la viscosidad en el *Blending*, pero empeorará la densidad. Su incorporación en la realización de fueles tipo *Bunker* será la mínima posible y, sin embargo, será máxima en la fabricación de fueles *Nº 1* y *Nº 2*. Sus características típicas se reflejan en la **tabla 2.6**.

PRODUCTO	CO
DENSIDAD (15 °C)	1,01
VISCOSIDAD 100 °C (cP)	8,64
AZUFRE (% peso)	2,30

Tabla 2.6. Características típicas del Gasoil pesado de *Cracking Catalítico* (CO).

## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

### d) Producto de fabricación de bases lubricantes:

- **Extracto Furfural.** Se trata de un producto procedente de la extracción con furfural de los componentes aromáticos procedentes de los distintos destilados de la torre de vacío de la unidad de fabricación de bases lubricantes. Su contenido en aromáticos es por lo tanto muy alto, así como el azufre; así que, su incorporación al Blending de fuel-oil produce un efecto de empeoramiento de la concentración de azufre, necesario en los casos de posibles “regalos de calidad”.

Este extracto, normalmente, se incorpora directamente en la línea de *Blending* en el caso de fabricación de *Bunkers* o *Fuel N° 2*, y en el tanque de carga a la unidad de Craqueo Térmico, en el caso de fabricación de *Fuel N° 1*, *BIA* o *fuel Consumo*. La calidad del extracto varía en función del tipo de corte, procedente de la torre de vacío de este proceso, que esté cargando en ese momento la unidad de *Furfural*. Así, sus características típicas son del orden siguiente, como vemos en la **tabla 2.7**.

PRODUCTO	EXTRACTO FURFURAL
DENSIDAD (15 °C)	1,01
VISCOSIDAD 100 °C (cP)	50
AZUFRE (% peso)	4,50

Tabla 2.7. Características típicas del Extracto Furfural.

### f) Producto de petroquímica para fabricación de tensioactivos:

- **Refinado.** Se utiliza esta corriente para mejorar fundamentalmente la densidad del *Blending*. Este *Refinado* se almacena en tanque, teniendo el producto una inflamabilidad superior al 60°C, lo cual significa que no tendremos problemas en tanque final con esta característica, a que debe



## 2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo

tenerse en cuenta la inflamabilidad del producto usado como *cutter*, por el hecho de que la especificación actual de los fueles en cuanto inflamabilidad es de 65 °C. Así, la adición de un producto con inflamabilidad baja puede hacer que el tanque quede fuera de especificación, como ocurre con la *keronafta* procedente de destilación atmosférica, cuya inflamabilidad es de alrededor de 35 °C, por lo que se usa normalmente como *cutter* del *Blending de Gasoil*, aunque, en función de los precios en el mercado de fuel terminado y del ATK, a veces es beneficioso esta última incorporación al *Blending de Fuel-Oil*. Las características típicas de Refinado son las mostradas en la **tabla 2.8**.

PRODUCTO	REFINADO
DENSIDAD (15 °C)	0,81
VISCOSIDAD 100 °C (cP)	0,95
AZUFRE (% peso)	0,001

**Tabla 2.8. Características típicas del Refinado.**

Una vez explicado en qué consiste el proceso de *Craqueo Térmico de Crudo*, pasamos a explicar el fundamento de la *Tecnología Pinch*, que hará uso de datos termodinámicos de las corrientes de este proceso, para obtener los requerimientos mínimos de servicios auxiliares y las unidades mínimas de transferencia de calor necesarias.

#### **4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico**

En el **capítulo 2** vimos en qué consiste el proceso de *Craqueo Térmico de Crudo*, explicando todos los equipos de los que dispone esta unidad y las distintas corrientes que entran al proceso y salen de éste. En el **capítulo 3** hemos explicado en qué consiste la *Tecnología Pinch*, explicando cada una de las etapas que debemos aplicar para el desempeño de esta metodología. Y ahora, en el **capítulo 4** extraeremos los datos necesarios de la unidad de *Craqueo Térmico*, del **capítulo 2**, para aplicarlos en la metodología de la *Tecnología Pinch*, del **capítulo 3**, obteniendo una serie de resultados, que junto con los resultados del proceso de combustión que obtendremos en el **capítulo 5**, nos valdrán para obtener unas conclusiones de la factibilidad para la aplicación de alguna mejora, en el **capítulo 6**.

Como vimos en el **capítulo 2** del presente estudio, la unidad de *Craqueo Térmico* tiene como fundamento el *cracking térmico* de las cadenas largas que provienen de la corriente de fondo de la destilación a vacío, mediante el aumento de temperatura de esta corriente. Esta corriente de carga a la unidad de *Craqueo Térmico* debe calentarse hasta un rango de temperatura entre 335 y 345 °C, para lo cual es necesario pasarla a través de un horno de combustión, cuyo fundamento veremos con más detalle en el **capítulo 5** de este estudio. Pero antes de calentar esta corriente de carga en el horno, se hace pasar por un tren de intercambiadores, donde intercambia calor con la corriente de fondo de la torre de destilación de esta unidad, que debemos enfriar para enviarla a tanque. En la **figura 4.1** vemos la disposición de cada uno de los intercambiadores en el tren de precalentamiento.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

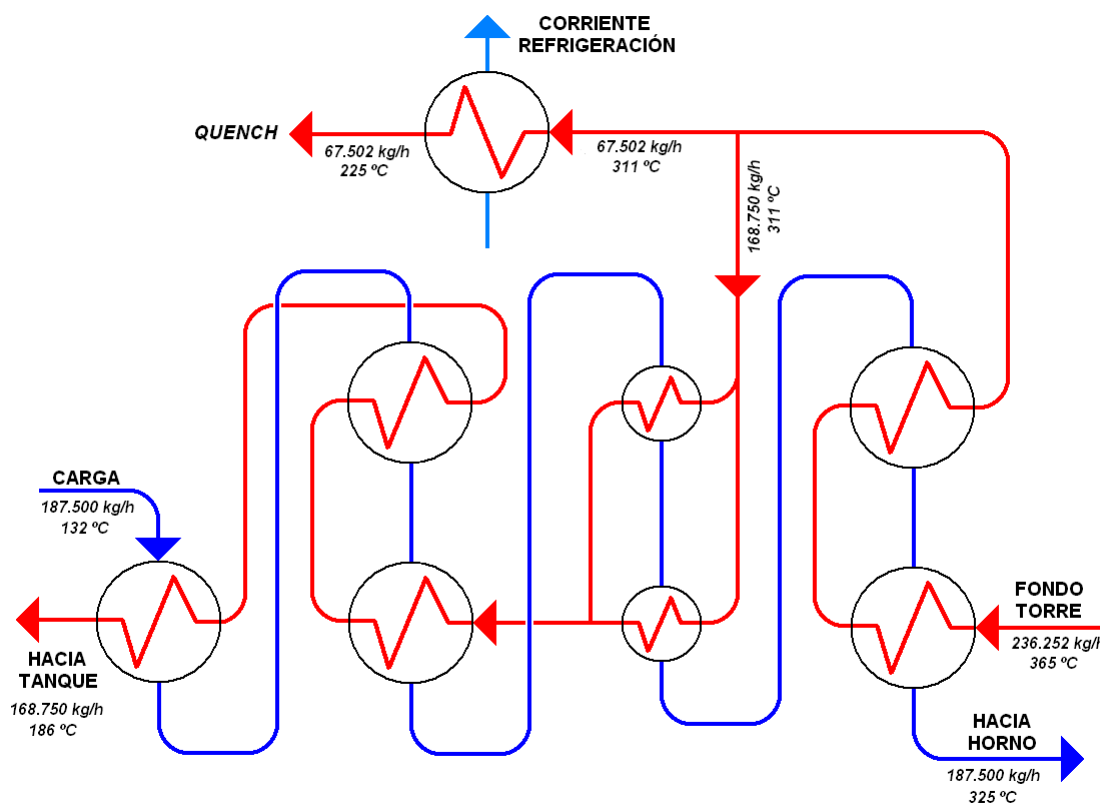


Figura 4.1. Disposición de la red de intercambiadores entre carga y fondo.

Como podemos ver en la figura, y recordando lo visto en el **capítulo 2**, la corriente de carga entra al tren de precalentamiento con un caudal de 187.500 kg/h a 132 °C, que es la temperatura resultante de mezclar carga de *F.O.V.* desde tanque a una temperatura entre 70-90 °C, y carga de fondo de la torre de vacío a 225 °C. Esta corriente de carga actúa como corriente fría en el tren de precalentamiento, siendo la corriente caliente el fondo de la torre de destilación de la propia unidad de *Craqueo Térmico*. Esta corriente de fondo entra a la red de intercambiadores con un caudal de 236.252 kg/h, a 365 °C (que es la temperatura de salida del fondo de la torre).

El tren de precalentamiento entre estas dos corrientes consta de 7 intercambiadores de calor. Leyendo la **figura 4.1** de derecha a izquierda, en los dos primeros intercambiadores se transfiere calor entre estas corrientes, saliendo la corriente de carga a 325 °C (porque ya ha pasado por los restantes intercambiadores), dirección al horno de proceso, mientras que la corriente de fondo se enfría hasta 311 °C. Una vez pasado estos dos intercambiadores, dividimos la corriente de fondo en dos: de los

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

236.252 kg/h de corriente, 168.750 kg/h continúan en el tren de precalentamiento, para pasar por los restantes intercambiadores de calor, mientras que los 67.502 kg/h restantes son desviados hacia un cambiador de refrigeración, de donde sale una corriente a 225 °C y es usada como *quench* de enfriamiento a la corriente de entrada de la torre de destilación, para cortar el *cracking térmico* que estaba produciendo debido a la alta temperatura.

Como vemos, la división de la corriente de fondo se produce cuando ésta tiene una temperatura de 311 °C, por lo cual es necesario un enfriamiento posterior de ésta utilizando un *utility* de refrigeración, ya que la corriente de *quench* se utiliza a 225 °C. Esta es la disposición actual del tren de precalentamiento, pero para la aplicación de la *Tecnología Pinch*, en un primer momento, vamos a modificar un poco esta disposición. Así que haremos el estudio desviando la corriente de *quench* a 225 °C, ahorrándonos así un intercambiador de servicio auxiliar de refrigeración, ya que desviamos la corriente a la temperatura justa de utilización. Llamaremos a esta nueva disposición “*caso 1*”, ya que será el primer caso que vamos a plantear. El “*caso 2*” a estudiar será la disposición que tenemos actualmente, para ver con cuál de ellos obtenemos un mayor ahorro energético. Así que, a continuación vamos a explicar en qué va a consistir cada caso de estudio:

- **Caso 1.** Tenemos un primer intercambio de calor entre carga y fondo, hasta que esta última corriente alcanza 225 °C. Tras este primer intercambio, desviamos la corriente de fondo tal y como se hace actualmente: de los 236.252 kg/h de corriente, 168.750 kg/h continúan en el tren de precalentamiento, para pasar por los restantes intercambiadores de calor, mientras que los 67.502 kg/h restantes son desviados como corriente de *quench*, pero ya a la temperatura de utilización, por lo que no tiene que pasar por ningún cambiador de refrigeración, ahorrando energía de refrigeración. De igual modo, al intercambiar calor la corriente de fondo hasta 225 °C, se utiliza más tiempo todo el caudal de corriente caliente que intercambia calor con la carga, de manera que la carga sale del tren de precalentamiento a mayor temperatura, ahorrando así energía en la combustión para el posterior calentamiento de la carga. El único inconveniente de esta disposición con respecto a la actual es que la corriente de fondo sale un poco más caliente de lo que sale actualmente, ya que actualmente se divide antes, por

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

lo que hay mayor tiempo de transferencia con menos caudal de fondo, enfriando éste más.

- **Caso 2.** Este caso es el que tenemos actualmente en la unidad de *Craqueo Térmico*, y que explicamos ya en el **apartado 2.4** del **capítulo 2**. En este caso, la desviación de la corriente de *quench* la realizamos a 311 °C, necesitando una posterior refrigeración de esta corriente para poder utilizarla. Y el resto de corriente de fondo que no desviamos, lo hacemos pasar por el resto de intercambiadores hasta que sale a 186 °C, que es una temperatura menor de lo que sale el fondo en el caso 1, ya que, como antes hemos explicado, este caso 2 intercambiamos calor durante mayor tiempo con un menor caudal de corriente de fondo, por lo que se enfriará más. Pero, por el contrario, al ser menor el intercambio de calor con el caudal total de fondo en los primeros intercambiadores, la carga sale a menos temperatura que en el caso 2. Ya demostraremos esto cuando apliquemos el *Análisis Pinch* en cada uno de estos dos casos.

Tras realizar el estudio de cada uno de los casos, y una vez elegido el valor de  $\Delta T_{\min}$  con el que obtenemos el mayor ahorro posible, compararemos estos resultados con los valores de consumo que tenemos actualmente en la unidad, para estudiar la factibilidad de la posible mejora a realizar. Este es uno de los puntos más importantes del estudio, ya que a partir de la decisión que se tome aquí, se realizará uno u otro diseño de la red de intercambiadores. Por lo que, para realizar esta comparación, necesitamos conocer los consumos de la unidad actualmente, que mostramos en la **tabla 4.1**.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Servicio auxiliar y tipo de intercambio	Unidades de intercambio	Consumo de energía (kcal/h)
<b>Aire</b> (aerorrefrigerantes)	8 paquetes (cabeza de torre)	2.591.754,2
	4 paquetes (fondo de torre)	3.614.625,0
<b>Agua de refrigeración</b> (intercambiadores de refrigeración)	Enfriador de <i>quench</i>	3.872.049,7
	1 <sup>er</sup> intercambiador de fondo a tanque	1.204.875,0
	2 <sup>o</sup> intercambiador de fondo a tanque	1.305.281,2
	3 <sup>er</sup> intercambiador de fondo a tanque	2.008.125,0
	4 <sup>o</sup> intercambiador de fondo a tanque	1.305.281,2
<b>Humos de combustión</b> (horno de proceso)	1 horno para calentamiento de carga	12.743.437,5
<b>CONSUMO DE ENERGÍA TOTAL</b>		<b>28.645.428,8</b>

**Tabla 4.1. Consumos actuales de unidad de Craqueo Térmico de Crudo.**

En el **apartado 8.2** del capítulo de *Anexos* podemos ver el perfil de temperaturas de cada una de las unidades de intercambio de calor que se muestran en la **tabla 4.1**.

Además de comparar estos consumos energéticos de servicios auxiliares, tenemos que conocer las características de los intercambiadores de calor entre unidades de proceso (en nuestro caso entre la carga a la unidad y el fondo de la torre de destilación), para que, una vez realizado el *Análisis Pinch*, ver si es posible aplicar los resultados obtenidos de este análisis en la red de intercambiadores que tenemos actualmente en la unidad. Las características de estos intercambiadores que debemos

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

conocer son el número de éstos de los que dispone la red, el área de transferencia de cada uno de ellos, el tipo de intercambiador carcasa y tubos y el calor intercambiado en cada uno de ellos. En la **tabla 4.2**, que vemos a continuación, se muestran las características de cada uno de estos intercambiadores, mientras que en el **apartado 8.3** del capítulo de *Anexos* podemos ver el perfil de temperaturas de estos distintos tipos de intercambiadores de los que dispone la red.

Tipo de intercambiador	Área transferencia por intercambiador (m <sup>2</sup> )	Número de unidades	Calor intercambiado (kcal/h)
1 - 4	578,76	3	9.419.062,5
1 - 6	280,92 <sup>(*)</sup>	2	3.989.250,0
1 - 8	588,40	2	7.978.500,0
<b>CALOR TOTAL INTERCAMBIADO (kcal/h)</b>			<b>21.386.812,5</b>

**Tabla 4.2. Tipos de intercambiadores de la red actual de precalentamiento de carga.**

<sup>(\*)</sup> Recordando lo explicado en el **capítulo 2** de este estudio referente a la red de intercambiadores de precalentamiento de la carga, los intercambiadores tipo 1-6 están dispuestos en paralelo, dividiéndose la corriente caliente de fondo en dos partes de igual caudal cada una, siendo entonces el área de transferencia de cada cambiadores en paralelo aproximadamente la mitad de cualquier otro intercambiador que se encuentra en serie en la red, tal y como podemos observar en los datos de área de transferencia de la **tabla 4.2**:

$$280,92 \times 2 = 561,84 m^2$$

Así que, en un primer momento, el *Análisis Pinch* consiste en la realización de un balance energético entre las corrientes definidas, para así calcular el consumo de energía mediante servicios auxiliares, según el valor de  $\Delta T_{\min}$  seleccionado, obteniéndose así el coste energético de este consumo. Derivado de este cálculo, obtenemos también el calor intercambiado entre corrientes del propio proceso. Con los

#### ***4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico***

datos obtenidos de esta primera fase y habiendo seleccionado los servicios auxiliares que utilizaremos para satisfacer las necesidades energéticas antes calculadas, obtenemos la *curva compuesta balanceada* del proceso, a partir de la cual calculamos el área total de transferencia necesaria entre corrientes del propio proceso y el coste de la red de intercambiadores necesaria para esta área de transferencia. Así que, sumando los costes energéticos y fijos obtenidos, para cada valor de  $\Delta T_{\min}$  sometido a estudio, obtenemos la curva de costes totales, con la que obtendremos un valor de  $\Delta T_{\min}$  óptimo. A continuación, estudiaremos si este valor de  $\Delta T_{\min}$  es práctico (modificándolo en caso contrario), para finalmente realizar el diseño de la red de intercambiadores de calor necesarios.

A grandes rasgos, esto es lo que se hace cuando se aplica un *Análisis Pinch* a una unidad de proceso, que resume las etapas explicadas en el **capítulo 3** de este estudio, de las que nos serviremos a continuación para aplicar en los **apartados 4.1 y 4.2** este análisis a los dos *casos de estudio* antes explicados. Recordamos estas etapas:

- 1. Identificación de corrientes de proceso.**
- 2. Extracción de datos térmicos de las corrientes.**
- 3. Selección de valores de estudio  $\Delta T_{\min}$ .**
- 4. Elaboración de las curvas del proceso y obtención del *punto pinch*.**
- 5. Estimación de consumos y costes energéticos mínimos.**
- 6. Estimación del área total de intercambio de calor y costes de los equipos.**
- 7. Estimación de  $\Delta T_{\min}$  óptimo.**
- 8. Estimación de  $\Delta T_{\min}$  práctico para el diseño de la red de intercambiadores.**
- 9. Diseño de la red de intercambiadores de calor para  $\Delta T_{\min}$  práctico.**



---

## 4.1. APLICACIÓN DE LA TECNOLOGÍA PINCH AL CASO 1

---

Recordamos en qué consistía el caso 1: tenemos un primer intercambio de calor (de derecha a izquierda en la **figura 4.1**) entre carga y fondo, hasta que esta última corriente alcanza 225 °C, y no los 311 °C que alcanza actualmente. Tras este primer intercambio, desviamos la corriente de fondo tal y como se hace actualmente: de los 236.252 kg/h de corriente, 168.750 kg/h continúan en el tren de precalentamiento, para pasar por los restantes intercambiadores de calor, mientras que los 67.502 kg/h restantes son desviados como corriente de *quench*, pero ya a la temperatura de utilización, por lo que no tiene que pasar por ningún cambiador de refrigeración.

Para la aplicación del *Análisis Pinch* a una unidad de proceso, el primer paso que debemos dar es la identificación de las corrientes de proceso que utilizaremos en dicho análisis, según su procedencia y temperaturas iniciales y objetivo, para clasificarlas, como explicamos en el **apartado 3.1** del **capítulo 3**, en corrientes calientes y corrientes frías.

Las *corrientes calientes* son aquellas que deben enfriarse o deben salir del proceso como producto a baja temperatura, ya sea por requerimientos del propio proceso o por la influencia que tiene el punto de inflamabilidad de un producto en su almacenaje. Una vez conocido el proceso de *Craqueo Térmico de Crudo*, explicado en el **capítulo 2**, concluimos que las corrientes calientes de este proceso son las siguientes:

- *Corriente de cabeza* de la torre de destilación, que debe enfriarse para mantener un reflujo mínimo en la torre y extraer gasolina.
- *Corriente de reciclado superior de gasoil* (o reciclado frío), que debe enfriarse y mandarse de nuevo a la torre por encima del plato de extracción de gasoil, con la misión de disminuir el reflujo de cabeza, creando un mayor reflujo interno en los

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

platos de la zona de gasoil, para alcanzar una buena separación entre gasolina y gasoil.

- *Corriente de quench*, que debe enfriarse para ser utilizada como corriente de enfriamiento para parar el *cracking* antes de la entrada de carga a la torre y para mantener la temperatura en el fondo de ésta. Tomaremos esta corriente con un caudal de 236.252 kg/h a una temperatura inicial de 365 °C (que es la corriente de fondo de la torre), hasta una temperatura objetivo de 225 °C, punto donde se desviará la corriente de *quench* a 225 °C.
- *Corriente de residuo de fondo*, que debe enfriarse hasta 95 °C, con el fin de almacenarse en tanques, ya que a mayor temperatura pueden producirse gases inflamables en el interior de éstos. Esta corriente tendrá su inicio a partir de las desviación del *quench*, a 225 °C, con un caudal de 168.750 kg/h, que es la diferencia entre el caudal total de fondo producido en la torre y el caudal de *quench* desviado:

$$236.252 - 67.502 = 168.750 \text{ kg/h}$$

En cambio, las *corrientes frías*, al contrario de las anteriores, son aquellas que deben calentarse por requerimientos del proceso. El calentamiento de una corriente, normalmente, tiene como fin el inicio de una reacción (como en nuestro caso el *craqueo térmico*), una separación de componentes por evaporación de los componentes más ligeros (fundamento de una torre de destilación) o evitar la deposición de restos sólidos a través de los conductos del proceso (por ejemplo, en una disolución de un producto sólido con un medio líquido), entre otros. En el proceso de *Craqueo Térmico de Crudo* disponemos de dos corrientes frías de proceso, que vemos a continuación:

- La principal corriente fría de nuestro proceso es la *corriente de carga*, que debe calentarse hasta un rango de temperatura entre 435 y 445 °C, con el fin de que se produzca una reacción de *cracking térmico* en esta corriente y romper las

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

cadenas largas que forman esta corriente) procedentes de la corriente de fondo de la destilación a vacío).

- Otra corriente fría de nuestro proceso es derivada de estudios de ahorro energético para el calentamiento de la corriente de carga. Esta corriente es la *corriente de aire de combustión* del horno de proceso. Como veremos en el **capítulo 5** de este estudio, al calentar la corriente de entrada de aire al horno, será menor la necesidad de combustible a quemar en la combustión. Esta medida de ahorro energético está implantada actualmente en el horno de nuestro proceso, de manera que el aire de combustión se calienta en un intercambiador de calor con el gasoil que debe introducirse a la torre como reciclo superior.

En esta última corriente fría vemos que ya se utiliza una de las corrientes calientes anteriores para el intercambio de calor entre corrientes. Por lo tanto, tanto esta corriente de aire de combustión, como la corriente de gasoil del reciclo superior de la torre no las incluiremos en el *Análisis Pinch*. De igual modo, tampoco incluiremos la corriente de cabeza de la torre como corriente caliente, ya que la temperatura y caudal de la corriente de cabeza no son tan altas como para aprovecharla para calentar otra corriente del proceso, además de que necesita ser enfriada por aerorrefrigerantes, ya que no siempre es necesario extraer el mismo calor de la corriente de cabeza de la torre.

De este modo, de todas las corrientes definidas anteriormente, sólo utilizaremos para el *Análisis Pinch* las 3 corrientes que vemos en la siguiente **tabla 4.3**, en la que mostraremos también los datos termodinámicos de cada una de las corrientes (que vimos en el **apartado 3.2** del **capítulo 3**), que necesitaremos para la aplicación del *Análisis Pinch*.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Corrientes	Tipo	$T_s$ (°C)	$T_o$ (°C)	$\dot{m}$ (kg/h)	$C_p$ (kcal/kg·°C)	$CP$ (kcal/h·°C)	$\Delta H$ (kcal/h)
<b>Quench</b>	Caliente	365	225	236.252	0,667	157.580,08	-22.061.211,76
<b>Residuo</b>	Caliente	225	95	168.750	0,595	100.406,25	-13.052.812,50
<b>Carga</b>	Fría	132	440	187.500	0,591	110.812,50	34.130.250,00
<b><math>\Delta H</math> TOTAL (kcal/h)</b>							<b>-983.774,26</b>

Tabla 4.3. Propiedades termodinámicas de las corrientes del *Análisis Pinch*.

El siguiente paso es la selección de los valores de estudio  $\Delta T_{\min}$ . Recordando lo visto en el **apartado 3.3** del **capítulo 3**, para obtener un óptimo de  $\Delta T_{\min}$ , la metodología más eficaz será tomar como mínimo tres valores distintos de  $\Delta T_{\min}$  para evaluar el área total requerida de intercambio de calor y la recuperación energética que se genera para cada caso (aunque para esta última gráfica solo es necesario dos valores de este parámetro, ya que se trata de una recta, tal y como vimos en la **figura 3.4** de este apartado), y establecer un balance económico global del estudio. Hay veces que debemos someter a estudio más valores de los inicialmente propuestos, simplemente porque la curva de costes totales no alcanza un mínimo en el rango de valores seleccionado o porque esta curva no tiene mínimo.

Así que, para nuestro estudio, seleccionaremos en principio 3 valores de  $\Delta T_{\min}$ , con los que desarrollaremos las etapas 4, 5 y 6 del *Análisis Pinch*. Los valores seleccionados de  $\Delta T_{\min}$  son 10, 20 y 30 °C.

Una vez seleccionados estos valores, pasamos a la siguiente etapa del *Análisis Pinch*, que se realiza individualmente para cada valor de  $\Delta T_{\min}$ , y cuyo objetivo es obtener la *Curva Compuesta Balanceada* del proceso.

## ANÁLISIS PINCH PARA $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

La cuarta etapa del procedimiento de *Análisis Pinch* consiste en incluir los servicios auxiliares de calentamiento y enfriamiento a la *Curva Compuesta* del proceso, con el fin de conocer las necesidades energéticas que requiere el proceso y cómo integrar las corrientes de proceso y de servicios auxiliares entre ellas en intercambiadores de calor, a la vez que se obtiene el *punto pinch* del proceso, que es un parámetro muy importante en el diseño de la red de intercambiadores de calor. Pero, para obtener la *curva compuesta* necesitamos primero conocer las *propiedades termodinámicas* de las corrientes del proceso (mostradas en la **tabla 4.3**), para así realizar un *balance de energía* y, a partir de éste, obtener el *diagrama de cascada* de calor resultante de este balance, con el cual obtendremos los requerimientos de servicios auxiliares antes mencionados. Así que, una vez *seleccionados los servicios auxiliares* que emplearemos para satisfacer las necesidades energéticas que no pueden satisfacerse entre corrientes del proceso, obtendremos la *Curva Compuesta Balanceada* del proceso, objetivo de esta etapa y base para la realización de la etapa siguiente, donde estimaremos el área total de intercambio de calor entre las corrientes del proceso.

Para poder realizar el balance de energía entre las corrientes del proceso, comenzamos ajustando las temperaturas de las corrientes calientes y frías del proceso, con el fin de obtener las *temperaturas modificadas* ( $T^*$ ). Para ello, existen dos métodos:

- El primero de ellos se realiza restando a cada una de las corrientes calientes el valor del parámetro  $\Delta T_{\min}$  especificado, manteniendo las temperaturas de las corrientes frías permanecen inalteradas.
- El segundo método consiste en ajustar las temperaturas de las corrientes calientes y frías, de manera que las curvas calientes se representan un valor de  $\Delta T_{\min}/2$  más frías, y las frías  $\Delta T_{\min}/2$  más calientes.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Cualquiera de los dos ajustes es válido, ya que, posteriormente, tendremos que deshacer este ajuste para la construcción de la *curva compuesta* y para la obtención de las temperaturas del *punto pinch*. Así que, utilizando el primer método de ajuste de temperaturas, nos queda la **tabla 4.4**, que vemos a continuación:

Temperaturas modificadas ( $T^*$ )			
Corriente	$T^a$ original ( $^{\circ}\text{C}$ )	$T^a$ ajustada, $T^*$ ( $^{\circ}\text{C}$ )	Orden
<b>Quench</b>	365	355	$T_2$
	225	215	$T_3$
<b>Residuo</b>	225	215	<i>Duplicado</i>
	95	85	$T_5$
<b>Carga</b>	132	132	$T_4$
	440	440	$T_1$

**Tabla 4.4.** Tabla de temperaturas modificadas de las corrientes de la tabla 4.3 para  $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Como vemos en la **tabla 4.4**, una vez obtenidas las temperaturas modificadas de cada corriente del proceso, ordenamos estas temperaturas de mayor a menor, sin tener en cuenta los valores duplicados. Así que, en nuestro caso, a partir de las cinco temperaturas distintas modificadas que se han obtenido, se definen cuatro intervalos de temperatura, y para cada intervalo de temperatura se efectúa un *Balance de entalpía*, pudiendo utilizar cualquiera de las ecuaciones que vimos en el **apartado 3.4** del **capítulo 3** de este estudio, que recordamos a continuación (**ecuaciones 3.5 y 3.6**).

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$$\Delta H_i = \left( \sum_{C.Calientes} CP_{Calientes} - \sum_{C.Frias} CP_{Frias} \right)_i \cdot \Delta T_i \quad [3.5]$$

$$\Delta H_i = \left( \sum_{C.Frias} CP_{Frias} - \sum_{C.Calientes} CP_{Calientes} \right)_i \cdot \Delta T_i \quad [3.6]$$

Donde:

$\Delta H_i$  = incremento de entalpía del intervalo de temperatura ( $T_{i-1} - T_i$ )

$\Delta T_i$  = intervalo de temperatura ( $T_{i-1} - T_i$ )

$CP$  = Poder calorífico de las corrientes encontradas en el intervalo  $\Delta T_i$

Como antes hemos dicho, en nuestro caso el número de intervalos de temperatura serían cinco. Ambas expresiones del cálculo de entalpía de cada tramo difieren en la posición de los términos *sumatorio*. Simplemente se intercambian para aplicar criterios termodinámicos de energía.

Según su aplicación, algunos autores indican que un incremento de entalpía negativo significa que las corrientes calientes dominan a las frías y por lo tanto el proceso de intercambio de energía es correcto (**ecuación 3.5**). En cambio, si aplicamos la **ecuación 3.6**, valores negativos de incrementos de entalpías, implica que se viola la *Segunda Ley de la Termodinámica* ya que significaría que se estaría transfiriendo calor de una región de baja temperatura a otra de alta temperatura, por lo que, según esto, las corrientes frías dominarían a las corrientes calientes, y entonces, según la **ecuación 3.5**, el intercambio de energía no sería correcto. En nuestro caso usaremos la **ecuación 3.5**.

A continuación mostramos en la **tabla 4.5** los intervalos de temperatura definidos con las temperaturas modificadas de la **tabla 4.4** y veremos las corrientes que se localizan en cada uno de ellos, para luego, en la **tabla 4.6**, calcular el incremento de entalpía de cada intervalo.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

T <sup>a</sup> ficticia T* (°C)	Intervalo T <sub>i-1</sub> - T <sub>i</sub> (°C)	Corrientes		
		Quench (Q)	Residuo (R)	Carga (C)
T <sub>1</sub> <sup>*</sup> = 440				
T <sub>2</sub> <sup>*</sup> = 355	ΔT <sub>1-2</sub> = 85	↓		↑
T <sub>3</sub> <sup>*</sup> = 215	ΔT <sub>2-3</sub> = 140	↓		↑
T <sub>4</sub> <sup>*</sup> = 132	ΔT <sub>3-4</sub> = 83		↓	↑
T <sub>5</sub> <sup>*</sup> = 85	ΔT <sub>4-5</sub> = 47		↓	

Tabla 4.5. Intervalos de temperatura del problema.

Tal y como explicamos en el **capítulo 3**, cada línea horizontal discontinua de la **tabla 4.5** indica un “nivel de temperatura”, cuyo valor se encuentra en la misma fila y primera columna de la tabla, la de T<sup>a</sup> ficticia. Así que, por ejemplo, como la corriente de carga pasa de 132 °C a 440 °C, abarca tres celdas, coloreadas de amarillo, indicando así que pasa de un nivel de 132 °C a un nivel de 440 °C, mediante flechas en dirección hacia arriba, por lo que en las filas T<sub>2</sub>, T<sub>3</sub> y T<sub>4</sub> se utilizará la **CP** de la corriente de carga para realizar el cálculo de las **expresión 3.5**, perteneciendo el **CP** de esta corriente de carga a **CP<sub>Frías</sub>** de las expresiones. Para una corriente caliente, el procedimiento es exactamente el mismo, con la diferencia de que las flechas tienen dirección hacia abajo (decreciente en temperatura) y que el **CP** de esta corriente caliente pertenecerá a **CP<sub>Calientes</sub>** de la **expresión 3.5**.

De este modo hemos obtenido la **tabla 4.5**, mostrada anteriormente, y ahora, realizando los cálculos con la **expresión 3.5**, obtenemos la **tabla 4.6**, tomando los valores de poder calorífico de cada corriente de la **tabla 4.3**.



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$T^*$ (°C)	$\Delta T_i$ (°C)	$\Sigma CP_{Calientes} - \Sigma CP_{Frias}$	$\Delta H_i$ (kcal/h)	
$T_1^* = 440$				
$T_2^* = 355$	$\Delta T_{1-2} = 85$	$CP_Q - CP_C$	-9.419.062,50	<i>Déficit de energía</i>
$T_3^* = 215$	$\Delta T_{2-3} = 140$	$CP_Q - CP_C$	6.547.461,76	<i>Exceso de energía</i>
$T_4^* = 132$	$\Delta T_{3-4} = 83$	$CP_R - CP_C$	-863.718,75	<i>Déficit de energía</i>
$T_5^* = 85$	$\Delta T_{4-5} = 47$	$CP_R$	4.719.093,75	<i>Exceso de energía</i>
$\Delta H_i$ TOTAL (kcal/h)			983.774,26	

Tabla 4.6. Incremento de entalpía de cada intervalo de temperatura del problema.

Como vemos en la **tabla 4.6**, tenemos un exceso total de energía de 983.774,26 kcal/h, que es lo que obtuvimos en la **tabla 4.3**, en cuyo caso era un valor negativo porque se refería a energía sobrante de corriente caliente, es decir, exceso de energía.

La idea ahora es, a partir de los resultados de entalpía obtenidos en la **tabla 4.6**, formar un *diagrama de cascada de calor*, cuyo comienzo es  $T_1$  y final  $T_5$ . La construcción de este diagrama la haremos según explicamos en el **capítulo 3**, de manera que si suponemos inicialmente que no existe una fuente de calor externa ( $Q_1 = 0$ ), podemos evaluar la cantidad de calor que fluye desde un nivel de temperatura  $T_i$  hasta un nivel  $T_{i+1}$  mediante el balance que vimos en el **capítulo 3**, en la **ecuación 3.7**, que recordamos a continuación:

$$Q_{i+1} = Q_i + \Delta H_i \quad [3.7]$$

Mostrando los resultados de la aplicación de esta ecuación en la **tabla 4.7**.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$T^*$ (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)
$T_1^* = 440$	0
$T_2^* = 355$	-9.419.062,50
$T_3^* = 215$	-2.871.600,74
$T_4^* = 132$	-3.735.319,49
$T_5^* = 85$	983.774,26

Tabla 4.7. Diagrama de cascada de calor de las corrientes del problema.

Observamos que pueden obtenerse valores negativos para algunos niveles, como en los niveles 2, 3 y 4.; esto implica que la cascada de calor viola la *Segunda Ley de la Termodinámica* ya que significaría que se estaría transfiriendo calor de una región de baja temperatura a otra de alta temperatura. Para corregir este efecto, necesitamos agregar calor de alguna fuente externa, para lo cual se elige el valor negativo más alto y se agrega esa cantidad de calor como servicio auxiliar de calentamiento,  $Q_H$ . Así que, si agregamos esta energía  $Q_H$  al nivel 1 y realizamos el mismo balance de antes con la **ecuación 3.7**, obtenemos como resultado la energía que tenemos aportar como calefacción al proceso y la energía que tenemos que retirar como refrigeración de éste, además de la temperatura o *punto pinch*, que vendrá dada por la temperatura del nivel con  $\Delta H_i$  corregido cero, ya que, como vimos en el **capítulo 3**, a través del *punto pinch* no hay transferencia de energía. El resultado obtenido podemos verlo en la **tabla 4.8**.

$T^*$ (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)	$\Delta H_i$ corregido (kcal/h)	
$T_1^* = 440$	0	9.419.062,50	<i>Energía a aportar como calefacción</i>
$T_2^* = 355$	-9.419.062,50	0	<b>PUNTO PINCH</b>
$T_3^* = 215$	-2.871.600,74	6.547.461,76	
$T_4^* = 132$	-3.735.319,49	5.683.743,01	
$T_5^* = 85$	983.774,26	10.402.836,76	<i>Energía a retirar como refrigeración</i>

Tabla 4.8. Diagrama de cascada de calor corregido del problema.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

El esquema resultante cumple ahora con el flujo natural de calor, es decir,  $\Delta H_i$  debe ser mayor o igual a cero, para toda  $i$ ; y de este esquema se deducen una serie de puntos importantes para el diseño de la red de intercambiadores de calor del problema, que vimos en el **capítulo 3** y que recordamos a continuación:

1.  $Q_H$  representa la cantidad de calor que debe aportar el servicio auxiliar de calentamiento al proceso (en kcal/h), que en nuestro caso se trata de los humos de combustión que emite el horno de proceso de la unidad, que veremos con más detalle en el **capítulo 5** del presente estudio. Como vemos en la **tabla 4.8**, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, esta energía a aportar es de 9.419.062,50 kcal/h, energía que irá aumentando conforme aumentamos el valor de  $\Delta T_{\min}$ , tal y como veremos más adelante.
2.  $Q_C$  representa la cantidad de calor que debe extraer el servicio auxiliar de refrigeración al proceso (en kcal /h), que en nuestro caso se trata de agua de refrigeración (mediante intercambiadores de calor) y aire (mediante aerorrefrigerantes). Como vemos en la misma tabla que antes, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, esta energía a aportar es de 10.402.836,76 kcal/h, energía que también irá aumentando conforme aumentamos el valor de  $\Delta T_{\min}$ .
3. El flujo de calor  $\Delta H_2 = 0$  proporciona un punto crítico para el diseño de la red que llamaremos *punto de pliegue* o *punto pinch*, cuya temperatura modificada asociada será la *temperatura pinch ficticia*, a la cual debemos deshacer el ajuste hecho al principio de esta etapa para obtener la *temperatura pinch caliente*, siendo la *temperatura pinch fría* la misma que la ficticia, ya que utilizamos el primer método de ajustes de temperaturas, por lo que para las corrientes frías no realizamos ajustes. Para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, el *punto pinch ficticio* es de 355 °C, de modo que, deshaciendo el ajuste de esta temperatura modificada, nos queda una *temperatura pinch caliente* de 365 °C y una *temperatura pinch fría* de 355 °C. El valor del *punto pinch* puede cambiar o no al aumentar o disminuir el valor de  $\Delta T_{\min}$ . Todo depende la pendiente de las *supercurvas caliente y fría*, que son resultado del poder calorífico de cada una de las corrientes del proceso.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

4. Dichos valores son característicos para un valor de estudio del parámetro de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, variando para otros valores distintos de  $\Delta T_{\min}$ .

Como explicamos en el **capítulo 3** de este estudio, la *gran curva compuesta* de una red, se construye a partir del *diagrama de cascada*. Así que, al estar construida con temperaturas modificadas, el punto en el que el valor de entalpía es nulo, se corresponde con la *temperatura pinch modificada*. El intervalo de entalpía en la zona superior de la curva representa el calor necesario a suministrar por los servicios auxiliares de calentamiento,  $Q_H$ , y el intervalo en la zona inferior representa la cantidad de calor a disipar por los servicios auxiliares de refrigeración,  $Q_C$ . En la **figura 4.2** vemos la *gran curva compuesta* que obtenemos a partir del *diagrama de cascada* de la **tabla 4.8**, en la cual observamos la existencia de un *pocket* de recuperación de calor por debajo del *punto pinch*, que minimiza el calor a retirar del proceso, es decir, disminuye las necesidades mínimas  $Q_C$ , disminuyendo el consumo de agua de refrigeración y racionalizando el funcionamiento de los paquetes de aerorrefrigerantes de la corriente de residuo que se envía a tanque.

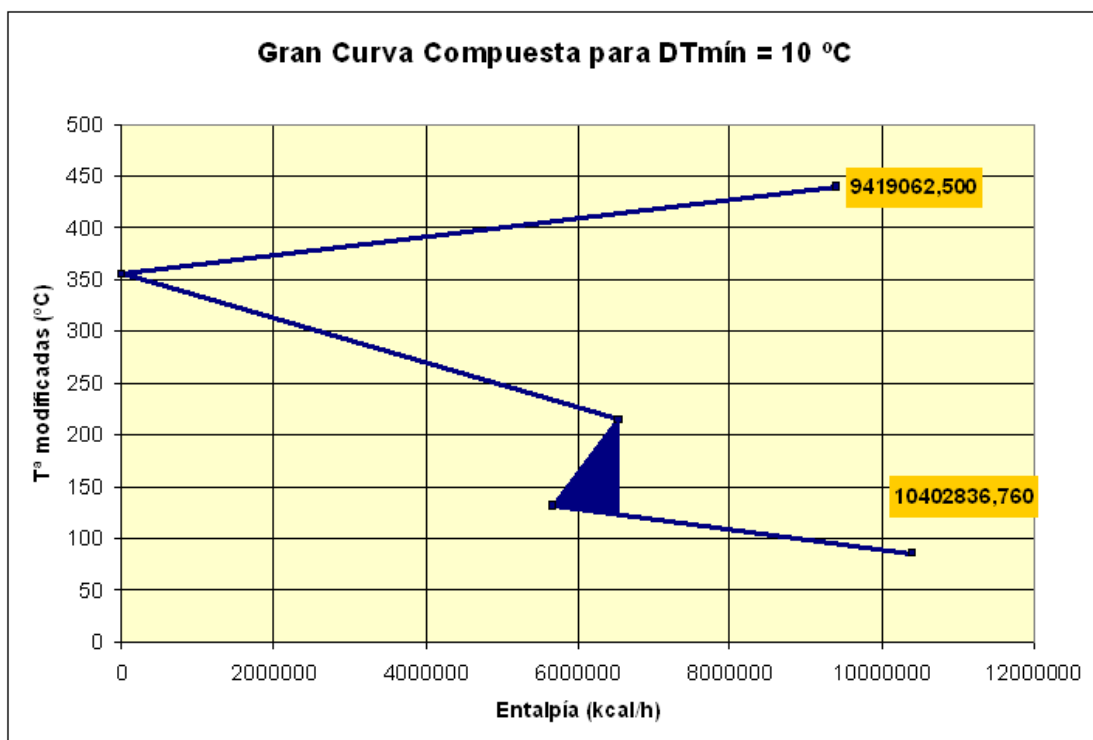


Figura 4.3. Gran curva compuesta del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

En la **tabla 4.9**, que vemos a continuación, mostramos las conclusiones obtenidas del estudio energético realizado a nuestro problema, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C:

<b>Energía mínima a aportar como calefacción</b>		<b>9.419.062,50 kcal/h</b>
<b>Energía mínima a retirar como refrigeración</b>		<b>10.402.836,76 kcal/h</b>
<b>PUNTO PINCH</b>	<b>ficticio</b>	<b>355 °C</b>
	<b>caliente</b>	<b>365 °C</b>
	<b>frío</b>	<b>355 °C</b>

**Tabla 4.9. Resultados energéticos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.**

Los principios de este método tienen la virtud de lograr, mediante la *cascada de calor*, una predicción confiable del consumo mínimo de energía del proceso. Este es el proceso analítico de la obtención de los mínimos requisitos energéticos del proceso. De forma análoga al uso de la *cascada de calor*, los requerimientos mínimos de energía y el *punto pinch* pueden detectarse mediante la construcción de dos *curvas compuestas*, una que engloba todas las corrientes calientes, *supercurva caliente*, y otra que engloba todas las corrientes frías, *supercurva fría*. Esta construcción se realiza en una gráfica de temperatura frente entalpía, que es la *Curva Compuesta* del proceso, que vamos a construir a continuación.

En cada intervalo de temperaturas antes obtenido se acumula el contenido de calor de las corrientes calientes por un lado y de las corrientes frías por el otro. Primero estimaremos el contenido de calor de cada tipo de corriente disponible en cada intervalo, lo cual por conveniencia se hará comenzando por la temperatura más baja para cada tipo de corriente, ya sea caliente o fría. Es decir, haremos lo mismo que hicimos en la **tabla 4.6**, aplicar la **ecuación 3.5** que vimos en el **capítulo 3**, pero en este caso diferenciando las corrientes calientes y frías, por lo que ahora no debemos realizar la diferencia entre poderes caloríficos ( $\sum CP_{\text{Calientes}} - \sum CP_{\text{Frías}}$ ), sino que en este caso calcularemos  $\Delta H_i$  para corrientes calientes (con  $\sum CP_{\text{Calientes}}$ ) y calcularemos  $\Delta H_j$

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

para corrientes frías (con  $\Sigma CP_{Frías}$ ), pero ahora con las temperaturas reales (ajustes desechos). En la **tabla 4.10** mostramos los resultados obtenidos:

$\Delta T_i$ (°C)	$T_{Frías}$ (°C)	$\Delta H_j$ (kcal/h)	$T_{Calientes}$ (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)
	$T_1 = 85$		$T_1 = 95$	
$\Delta T_{1-2} = 47$	$T_2 = 132$	0	$T_2 = 142$	4.719.093,75
$\Delta T_{2-3} = 83$	$T_3 = 215$	9.197.437,50	$T_3 = 225$	8.333.718,75
$\Delta T_{3-4} = 140$	$T_4 = 355$	15.513.750,00	$T_4 = 365$	22.061.211,76
$\Delta T_{4-5} = 85$	$T_5 = 440$	9.419.062,50	$T_5 = 450$	0

**Tabla 4.10. Diferencias de entalpía de cada intervalo de temperatura.**

A continuación, se acumulan los incrementos de entalpías, para cada tipo de corriente, ya sea caliente o fría, para preparar los datos a graficar. Las corrientes calientes comienzan con una entalpía acumulada de 0 kcal/h a la temperatura más baja (95 °C), mientras que a las corrientes frías se les agrega la cantidad mínima de refrigeración a todos los valores de entalpía, lo que ocasiona que la curva fría se ubique por debajo de la caliente a una distancia vertical igual a  $\Delta T_{\min}$  en algún punto del diagrama temperatura-entalpía, el cual representa el *punto pinch*, que debe coincidir con lo obtenido analíticamente en la **tabla 4.9**. En la **tabla 4.11** vemos las entalpías acumuladas en cada tramo de temperatura, valores que no servirán para dibujar la *curva compuesta* de las corrientes del problema, que podremos ver más adelante en la **figura 4.3**.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$T_{\text{Frías}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta H_j$ (kcal/h)	$T_{\text{Calientes}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta H_i$ (kcal/h)
$T_1 = 85$		$T_1 = 95$	0
$T_2 = 132$	10.402.836,76	$T_2 = 142$	4.719.093,75
$T_3 = 215$	19.600.274,26	$T_3 = 225$	13.052.812,5
$T_4 = 355$	<b>35.114.024,26</b>	$T_4 = 365$	<b>35.114.024,26</b>
$T_5 = 440$	44.533.086,76	$T_5 = 450$	

**Tabla 4.11. Diferencias de entalpía acumuladas en cada intervalo de temperatura.**

Podemos demostrar que los resultados obtenidos en esta tabla cuadran si al restar la energía máxima de la columna de corrientes frías menos la de la columna de corrientes calientes obtenemos la energía necesaria para calentar las corrientes frías con servicios auxiliares. Vemos que los resultados si cuadran:

$$44.533.086,76 - 35.114.024,26 = 9.419.062,50 \text{ kcal/h}$$

De la **tabla 4.11** también podemos ver que la entalpía acumulada en las *temperaturas pinch*, tanto para la corriente caliente como para la fría, son iguales, lo que significa que en la *curva compuesta* estas dos temperaturas estarán en una línea recta vertical a 35.114.024,26 kcal/h de entalpía, diferenciadas verticalmente por 10 °C, que es la  $\Delta T_{\text{mín}}$ . Por lo que será en ese punto donde se de la menor diferencia de temperatura entra las corrientes caliente y fría. Y la región comprendida entre ambas curvas, representa la máxima cantidad recuperada de energía mediante integración de calor.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

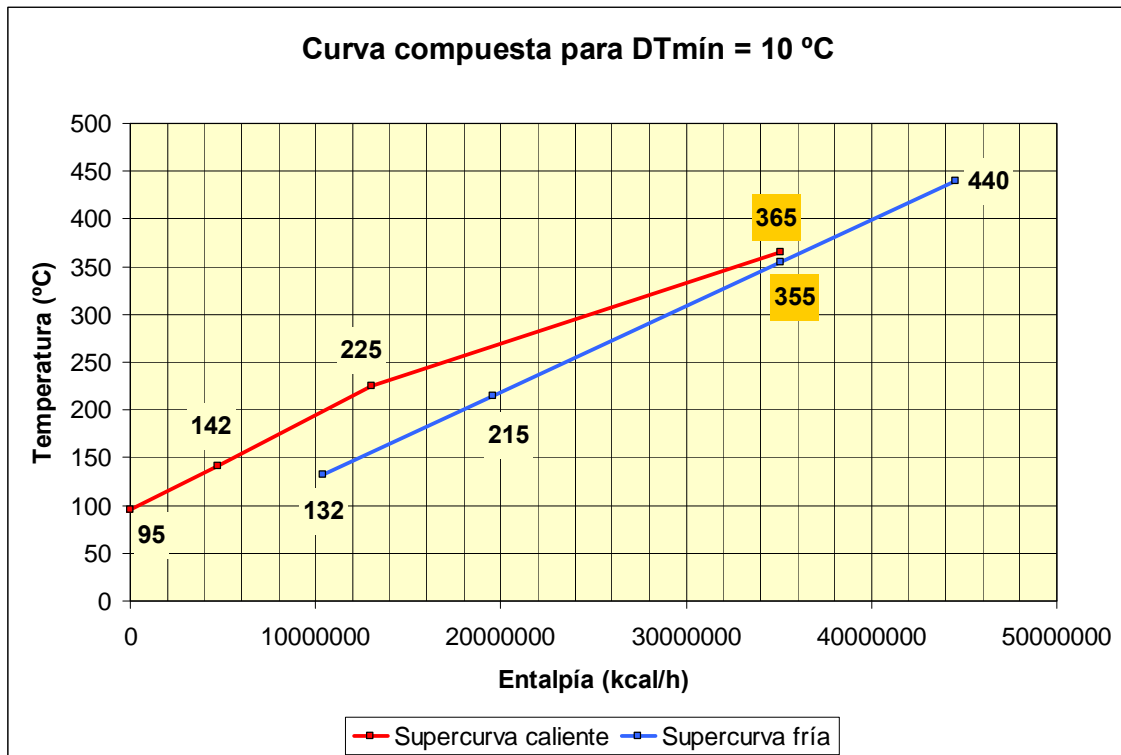


Figura 4.3. Curva compuesta del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

El excedente de energía de la *supercurva* caliente, para el cual, no hay una contraparte de la curva compuesta fría, debe procesarse con servicios auxiliares de refrigeración (agua de refrigeración y aire), como vimos analíticamente mediante el diagrama de cascada de proceso, obteniendo la cantidad mínima de enfriamiento (10.402,84 Mcal/h). Igualmente, la parte de las corrientes frías que excede energéticamente a la terminación de la curva compuesta caliente indica que no existen corrientes de proceso calientes suficientes para integrarse con esta parte de la curva compuesta fría, y por lo tanto debe tratarse con servicios auxiliares de calentamiento (humos de combustión), que como obtuvimos en el diagrama de cascada de proceso, representa la cantidad mínima de calor a suministrar (9.419,06 Mcal/h). Así que, interpretando el diagrama obtenido, leemos que el punto máximo de acercamiento vertical entre las dos curvas, equivalente a una  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, representa el *punto pinch* del proceso, siendo 355 °C para las corrientes frías, y 365 °C para las corrientes calientes; la distancia horizontal entre los extremos de las curvas en la parte baja de temperatura representa cantidad mínima de enfriamiento de 10.402,84 Mcal/h, y la distancia horizontal entre los dos extremos de las curvas en la parte alta de temperatura representa la cantidad mínima de calentamiento de 9.419,06 Mcal/h.



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Así que, como hemos visto, a partir de un balance de energía y con la posterior construcción del *diagrama de cascada* hemos obtenido el *punto de pliegue* o *punto pinch* divide a la red en dos zonas:

- Una zona por debajo del *punto pinch*, en la que encontramos la *supercurva caliente*, que va desde una temperatura de 365 °C (*temperatura pinch caliente*) a 95 °C, en dirección hacia la izquierda en la *curva compuesta*, tal y como vemos en la **figura 4.3**, y la *supercurva fría*, que va desde 132 °C hasta 355 °C (*temperatura pinch fría*), en dirección hacia la derecha en la *curva compuesta* de la misma figura.
- Una zona por encima del *punto pinch*, en la que encontramos solamente la *supercurva fría* (ya que el *punto pinch* coincide en un extremo de la *supercurva caliente*). La *supercurva fría* va desde una temperatura de 355 °C a 440 °C y continúa en dirección hacia la derecha en la *curva compuesta*, tal y como vemos en la misma **figura 4.3**.

Por lo tanto, a partir de esta división, en el **capítulo 3** se concluyeron tres criterios esenciales para obtener la red óptima que se busca con la aplicación de este método, que recordamos a continuación:

1. **No transferir calor a través del *punto pinch*.** Cualquier cantidad de calor que se transfiera debe satisfacer un balance global de energía, lo cual implica que el consumo de servicios va exceder a los requerimientos mínimos, tanto de calentamiento como de enfriamiento, en una cantidad equivalente a la que se transfiere a través del punto de pliegue.
2. **No usar calentamiento por debajo del *punto pinch*.** Cualquier cantidad que se use en este nivel debe rechazarse eventualmente a una fuente de enfriamiento externa, alterando así el consumo de servicios con respecto a los requerimientos mínimos.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

3. **No usar refrigeración por arriba del punto pinch.** Cualquier cantidad de enfriamiento que se use por arriba del punto de pliegue debe compensarse con una cantidad equivalente de calentamiento.

A continuación la *curva compuesta* del proceso puede completarse incluyendo los niveles de temperatura de los servicios auxiliares o *utilities* disponibles de calentamiento y de enfriamiento. Como ya vimos en la **tabla 4.1**, los *utilities* de los que disponemos en nuestro proceso son humos de combustión (como *utility* de calefacción) y agua de refrigeración y aire (como *utilities* de refrigeración). En aire no lo emplearemos en el *Análisis Pinch*, ya que los 4 paquetes de aerorrefrigerantes de los que dispone la unidad para refrigerar la corriente de residuo de fondo hacia tanques se van a mantener para caso de necesidad de refrigeración por alta temperatura imprevista de esta corriente. Así que, este equipo, en condiciones normales, permanecerá fuera de servicio, en disposición de ser utilizado cuando se requiera. En la **tabla 4.12** podemos ver los datos termodinámicos de estas dos corrientes de servicios auxiliares.

<i>Utilities</i>	$T_s$ (°C)	$T_o$ (°C)	$C_p$ (kcal/kg°C)	$\dot{m}$ (kg/h)	$CP$ (kcal/h°C)
<b>Humos de combustión</b>	1.000	400	0,291	53.946,52	15.698,44
<b>Agua refrigeración</b>	20	50	1	346.761,23	346.761,23

**Tabla 4.12. Datos termodinámicos de las corrientes de servicios auxiliares del problema.**

Para la obtención de los datos termodinámicos de los servicios auxiliares que usaremos para el análisis hemos usado una tabla normalizada extraída de un programa de simulación de la *Tecnología Pinch*. Este programa es *HX-NET de Aspen*, que usaremos para contrastar los resultados que obtendremos al final de este capítulo, mediante la aplicación del *Análisis Pinch* al proceso de *Craqueo Térmico de Crudo*, mostrando los resultados obtenidos en este programa informático en el **capítulo 7** del presente estudio. La **figura 4.4** muestra la tabla de servicios auxiliares del programa *HX-NET de Aspen*.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Name		Inlet T [C]	Outlet T [C]	HTC [kJ/h-m <sup>2</sup> -C]	Cost Index [Cost/kW-yr*]	DTmin [C]	Eff. Cp [kJ/kg-C]	Type
LP Steam	↗	125,0	124,0	2,160e+004	59,92	10,00	2196,40	Steam Reboiler
MP Steam	↗	175,0	174,0	2,160e+004	69,38	10,00	1981,40	Steam Reboiler
HP Steam	↗	250,0	249,0	2,160e+004	78,84	10,00	1703,10	Steam Reboiler
Hot Oil	↗	280,0	250,0	836,2	110,4	5,000	3,000	Shell & Tube
Fired Heat (1000)	↗	1000	400,0	399,6	134,0	25,00	1,000	Fired Heater
Fired Heat (2000)	↗	2000	400,0	399,6	200,0	30,00	1,000	Fired Heater
Very High Temperature	↗	3000	2999	399,6	280,7	10,00	1,000	Fired Heater
Refrigerant 1 Generation	↘	-24,00	-25,00	4680	-85,51	3,000	4,000	Shell & Tube
Refrigerant 2 Generation	↘	-39,00	-40,00	4680	-105,0	3,000	1,341	Shell & Tube
Refrigerant 3 Generation	↘	-64,00	-65,00	4680	-183,4	2,000	1,341	Shell & Tube
Refrigerant 4 Generation	↘	-102,0	-103,0	4680	-266,4	2,000	1,341	Shell & Tube
Cooling Water	↘	20,00	25,00	1,350e+004	6,700	5,000	4,183	Shell & Tube
Air	↘	30,00	35,00	399,6	0,0000	10,00	1,000	Air Cooler
LP Steam Generation	↗	124,0	125,0	2,160e+004	-59,60	10,00	2196,40	Steam Generator
MP Steam Generation	↗	174,0	175,0	2,160e+004	-69,06	10,00	1981,40	Steam Generator
HP Steam Generation	↗	249,0	250,0	2,160e+004	-78,52	10,00	1703,10	Steam Generator
Refrigerant 1	↘	-25,00	-24,00	4680	86,37	3,000	4,000	Shell & Tube
Refrigerant 2	↘	-40,00	-39,00	4680	106,1	3,000	1,341	Shell & Tube
Refrigerant 3	↘	-65,00	-64,00	4680	185,3	2,000	1,341	Shell & Tube
Refrigerant 4	↘	-103,0	-102,0	4680	269,0	2,000	1,341	Shell & Tube
Very Low Temperature	↘	-270,0	-269,0	4680	280,7	2,000	1,341	Shell & Tube

Figura 4.4. Tabla de servicios auxiliares del programa HX-NET de Aspen.

El caudal másico consumido de cada uno de estos *utilities*, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, lo hemos obtenido a partir de un pequeño balance de energía, ya que conocemos los datos termodinámicos de cada corriente y también conocemos las necesidades de calefacción y refrigeración del proceso. Para ello hemos utilizado las **ecuaciones 4.1 y 4.2**, que vemos a continuación:

$$Q_H = \dot{m}_{humos} \times C_{p,humos} \times (T_S - T_O)_{humos} \quad [4.1]$$

$$Q_C = \dot{m}_{agua} \times C_{p,agua} \times (T_S - T_O)_{agua} \quad [4.2]$$

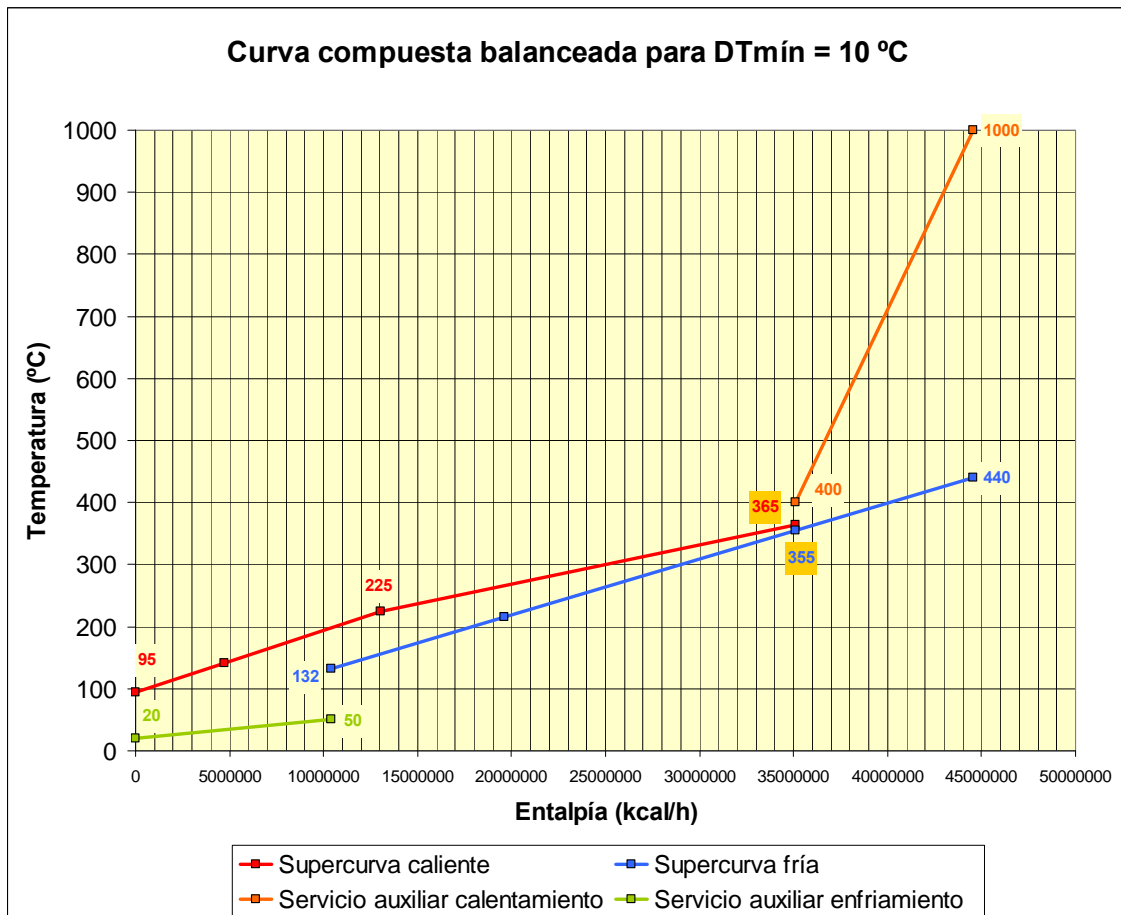
En las que despejando el caudal másico de los humos de combustión y del agua de refrigeración, nos hacen obtener las **ecuaciones 4.3 y 4.4**, que vemos a continuación.

$$\dot{m}_{humos} = \frac{Q_H}{C_{p,humos} \times (T_S - T_O)_{humos}} \quad [4.3]$$

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$$\dot{m}_{agua} = \frac{Q_C}{C_{p,agua} \times (T_S - T_O)_{agua}} \quad [4.4]$$

Entonces, una vez obtenido el caudal másico de cada servicio auxiliar, solo tenemos que multiplicar este caudal másico por el calor específico de cada uno de ellos ( $C_p$ ) para obtener el poder calorífico ( $CP$ ) de cada corriente, que es un parámetro esencial para introducir estas corrientes de *utilities* en la *curva compuesta*, obteniéndose la *curva compuesta balanceada*. Los valores de caudal másico y poder calorífico de cada *utility* podemos verlos en la **tabla 4.12**. Por lo tanto, la *curva compuesta balanceada* que se obtiene es la que vemos en la **figura 4.5**, donde los servicios auxiliares cierran el diagrama completamente, de tal forma que toda la línea de la curva compuesta caliente tiene una contraparte fría para ceder calor.



**Figura 4.5.** Curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{mín}$  de 10 °C.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Las *curvas compuestas* nos indican cuáles son las necesidades energéticas del proceso, pero no cómo cubrirlas. Esta es la principal aplicación de las *grandes curvas compuestas*. Estas curvas se usan para seleccionar los servicios auxiliares, tanto de refrigeración como de calentamiento más adecuados. En la **figura 4.6** vemos la *gran curva compuesta balanceada* del problema, que se obtiene al representar gráficamente el *diagrama de cascada* de calor, introduciendo los servicios auxiliares de los que disponemos en el proceso, para ver si esta elección de *utilities* es correcta.

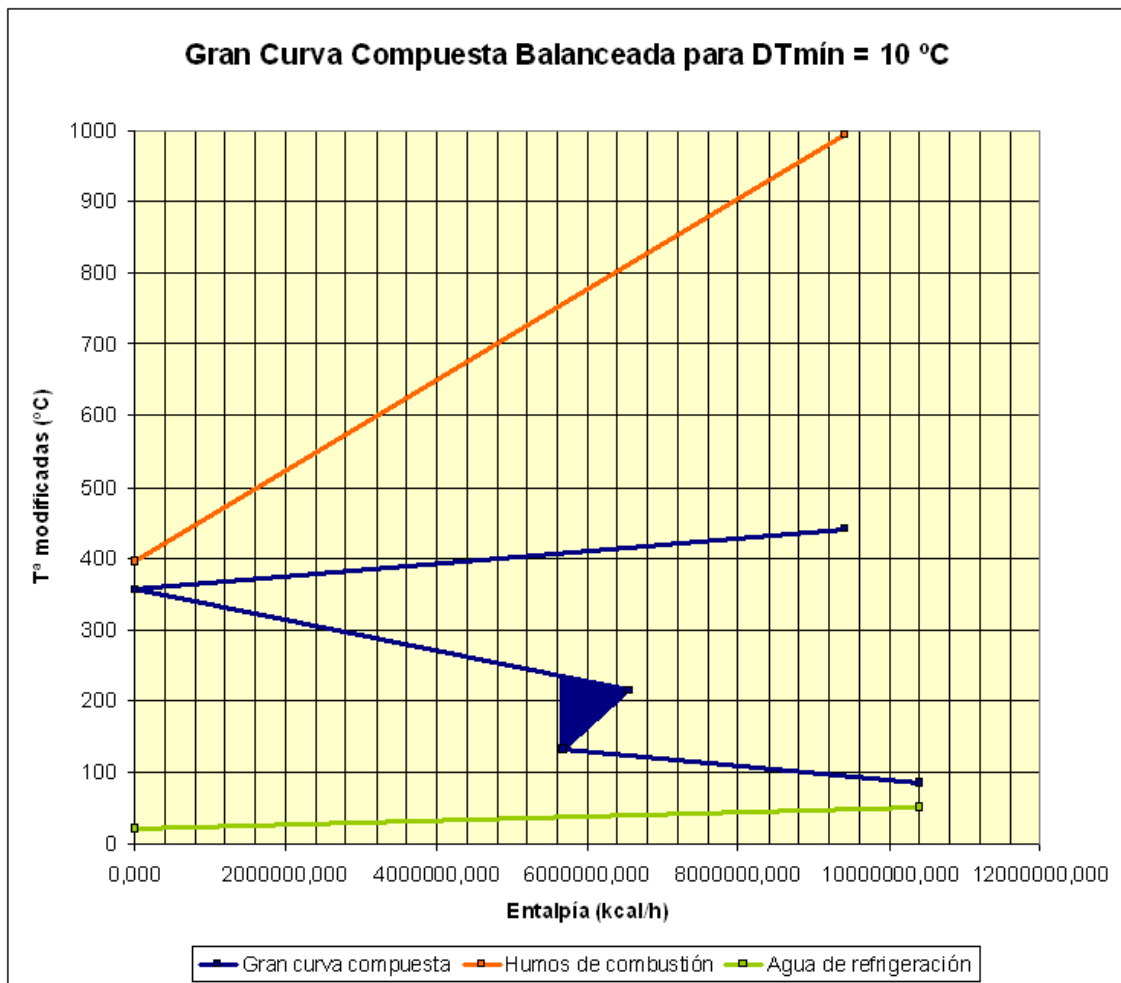


Figura 4.6. Gran curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $10^\circ\text{C}$ .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Tal y como explicamos en el **capítulo 3** del presente estudio, los costes tienen dos componentes: por un lado los costes fijos, que debidos al coste de la fabricación de los intercambiadores, y los costes variables, que dependen del consumo energético de servicios auxiliares. En la etapa cuarta del *Análisis Pinch* para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, hemos obtenido como resultado el *punto pinch* del proceso y las necesidades energéticas de calefacción y refrigeración del proceso, que englobamos en la **tabla 4.9**, y que recordamos a continuación:

Energía mínima a aportar como calefacción		9.419.062,50 kcal/h
Energía mínima a retirar como refrigeración		10.402.836,76 kcal/h
<b>PUNTO PINCH</b>	ficticio	355 °C
	caliente	365 °C
	frío	355 °C

**Tabla 4.9.** Resultados energéticos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

Así que, a partir del conocimiento de estas necesidades energéticas de calefacción y refrigeración, podemos calcular los costes variables del proceso, sólo conociendo el coste que supone cada servicio auxiliar por unidad de energía y año. En la **tabla 4.13** mostramos los costes que suponen la generación de humos de combustión (como servicio auxiliar de calefacción) y el uso de agua de refrigeración (como *utility* de refrigeración).

Servicio auxiliar	Coste (\$/MW·año)
Humos de combustión	110.000
Agua de refrigeración	15.000

**Tabla 4.13.** Costes de los servicios auxiliares del problema.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Así que, sabiendo que la conversión €/€ está en 0,71 y conociendo los factores de conversión de unidades energéticas, obtenemos los costes variables del proceso:

- Coste de generación de humos de combustión:

$$CosteGeneración = 110.000 \frac{\$}{MW \cdot año} \times 0,71 \frac{Euros}{\$} \times \frac{4,184}{3.600.000} \frac{MW}{kcal / h} \times 9.419.062,50 = 854.964,12 \frac{Euro}{año}$$

- Coste de agua de refrigeración:

$$CosteAgua = 15.000 \frac{\$}{MW \cdot año} \times 0,71 \frac{Euros}{\$} \times \frac{4,184}{3.600.000} \frac{MW}{kcal / h} \times 10.402.836,76 = 128.762,85 \frac{Euro}{año}$$

En la tabla **4.14** englobamos todos los resultados obtenidos hasta el momento, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C:

Humos de combustión		Agua de refrigeración		PUNTO PINCH	
Aporte (kcal/h)	Coste (€/año)	Aporte (kcal/h)	Coste (€/año)	caliente	frío
9.419.062,50	854.964,12	10.402.836,76	128.762,85	365 °C	355 °C

Tabla 4.14. Resultados energéticos y económicos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Hasta ahora, hemos explicado un método analítico y otro gráfico mediante la interpretación de *curvas compuestas*, con el fin de calcular los consumos de energía de la red de intercambiadores de calor, a partir de los cuales hemos obtenido los costes que suponen. Dicha curva también nos proporciona la información necesaria para calcular el área total que tendrá la red de intercambiadores, incluso sin conocer cuál será la disposición exacta de los cambiadores, es decir, sin tener que calcular cuál es la distribución del área de la red, que es la siguiente etapa a seguir en el *Análisis Pinch*.

Para calcular el área de la red de intercambiadores a partir de la *curva compuesta balanceada* (**figura 4.5**), el primer paso es dividir esta curva en tramos verticales de entalpías. Estos tramos verticales de entalpía, se marcan en el cambio de pendiente de las curvas compuestas caliente y fría, como se muestra en la **figura 4.7**, en la que la curva se divide en 4 tramos verticales de entalpía.

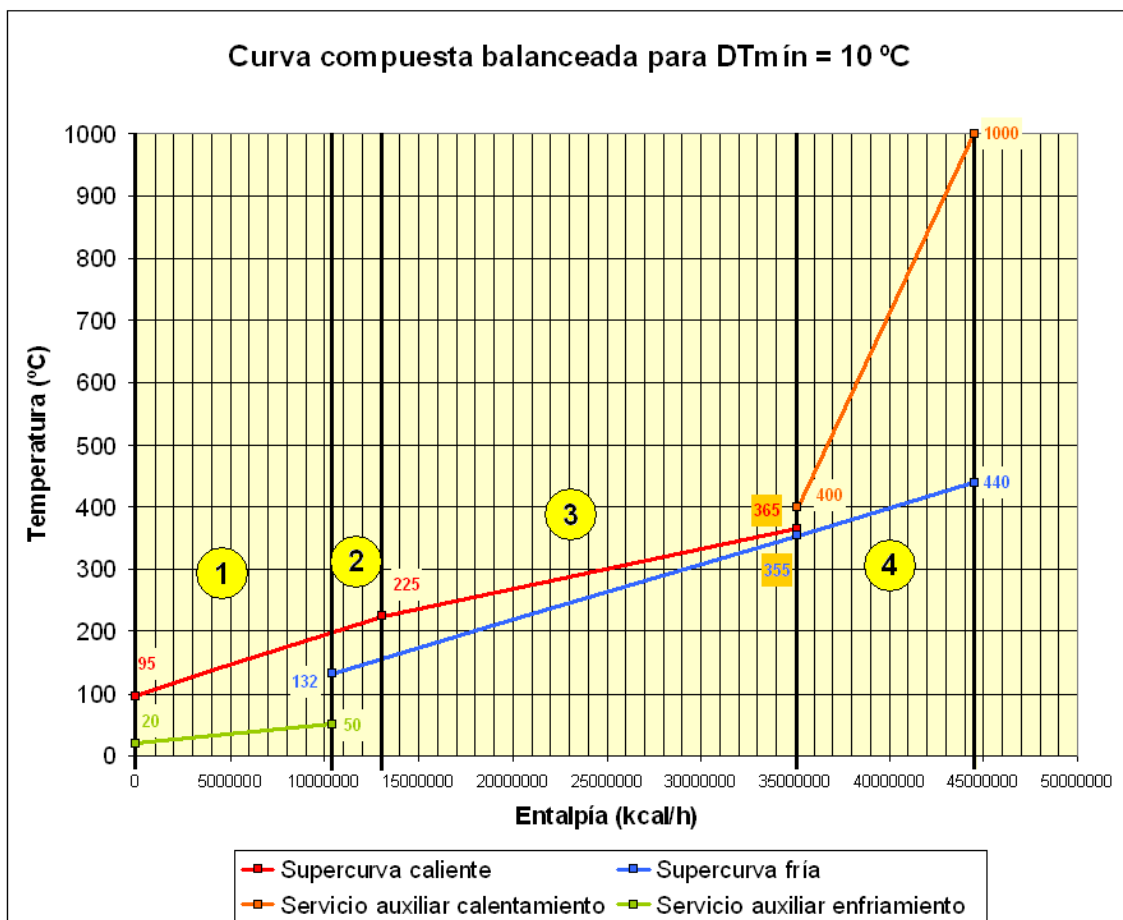


Figura 4.7. Curva compuesta balanceada del problema dividida en 4 tramos verticales de entalpía.



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

A continuación, en la **tabla 4.15**, mostramos las temperaturas extremas de las corrientes caliente y fría de cada tramo de entalpía:

Tramos de entalpía	Tª entrada caliente (°C)	Tª salida caliente (°C)	Tª entrada fría (°C)	Tª salida fría (°C)
1	198,6	95	20	50
2	225	198,6	132	155,9
3	365	225	155,9	355
4	1.000	400	355	440

**Tabla 4.15. Temperaturas extremas de cada tramo de entalpía de la curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.**

Para calcular el área total de intercambio necesaria de la red completa utilizaremos la **ecuación 3.20**, que vimos en el **apartado 3.6** del **capítulo 3** de este estudio, y que recordamos a continuación:

$$A = \sum_{k=1}^K A_k = \sum_{k=1}^K \frac{1}{\Delta T_{ML_K}} \cdot \left( \sum_i^I \frac{q_i}{h_i} + \sum_j^J \frac{q_j}{h_j} \right) \quad [3.20]$$

Donde:

$A_k$  = Área de intercambio en el tramo de entalpías  $k$ .

$\Delta T_k$  = Media logarítmica de temperaturas para el tramo  $k$ .

$Q_{ij}$  = Flujo de calor intercambiado entre la corriente caliente  $i$  y la corriente fría  $j$ .

$h_i$  y  $h_j$  = Coeficientes de película para la corriente caliente y para la corriente fría, respectivamente, en el tramo vertical de entalpía, que pueden incluir correcciones por el ensuciamiento y la resistencia térmica de la pared de los tubos.

$q_i$  = Diferencia de entalpías necesaria para la corriente caliente  $i$  en el tramo  $k$ .

$J$  = Número total de corrientes frías en el tramo  $k$ .

$q_j$  = Diferencia de entalpías necesaria para la corriente fría  $j$  en el tramo  $k$ .

$I$  = Número total de corrientes calientes en el tramo  $k$ .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$\Delta T_{ML}$  = Media logarítmica de temperatura, que para un flujo de calor en contracorriente se calcula mediante la **ecuación 3.25**:

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad [3.25]$$

Donde los parámetros  $\Delta T_1$  y  $\Delta T_2$  representan, respectivamente, la diferencia de temperatura entre el fluido caliente y frío, a la entrada de un intercambiador de calor en contracorriente y la diferencia de temperatura entre éstos a la salida del intercambiador. Estos parámetros son resultado de las **ecuaciones 3.23 y 3.24**.

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 \quad [3.23]$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 \quad [3.24]$$

Donde:

$T_1$  = Temperatura de entrada de la corriente caliente al cambiador.

$T_2$  = Temperatura de salida de la corriente caliente del cambiador.

$t_1$  = Temperatura de entrada de la corriente fría al cambiador.

$t_2$  = Temperatura de salida de la corriente fría del cambiador.

Así que, la **ecuación 3.20** nos da el área de la red completa de intercambio de calor, cuando los coeficientes de película son diferentes en todos los intercambiadores. Sin embargo, se supone que los coeficientes de película son constantes dentro de cada intercambiador.

La base de pronosticar el área total de intercambio de calor requerida en un tramo de entalpía  $k$ , consiste en suponer que una *supercurva caliente* intercambia calor con una *supercurva fría*, en un intercambiador en *contracorriente* ideal. Si se suponen intercambios de calor verticales, lo cual implica que una sección caliente intercambia

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

calor directamente con su contraparte fría localizada verticalmente debajo de ella, se espera un uso eficiente de temperaturas, tal que el área del equipo tienda a un valor mínimo. El modelo de transferencia de calor que se empleó en el **capítulo 3** para deducir la **ecuación 3.20**, es el *modelo vertical*. Este modelo presenta el problema de que no nos conduce al área mínima cuando los coeficientes de película son muy diferentes. Entonces, en estos casos, el único modo de lograr un área mínima para la red de intercambiadores es una transferencia no vertical. Esto último no ocurre en nuestro problema. En la **tabla 4.16** mostramos los coeficientes de película de cada una de las corrientes del problema:

Corrientes	Tipo	$T_s$ (°C)	$T_o$ (°C)	$h$ (kcal/h·m <sup>2</sup> ·°C)
<b>Quench</b>	Caliente	365	225	1.000
<b>Residuo</b>	Caliente	225	95	340
<b>Carga</b>	Fría	132	440	200
<b>Humos de combustión</b>	Caliente	1.000	400	4.900
<b>Agua de refrigeración</b>	Fría	20	50	39.000

Tabla 4.16. Coeficientes de película de las corrientes del problema.

Así que, ya tenemos todos los datos necesarios para calcular, a partir de la **ecuación 3.20**, el área de intercambio de calor necesaria de la red de intercambiadores. En esta ecuación, para calcular la operación que se encuentra entre paréntesis ( $\Sigma(q_i/h_i) + \Sigma(q_j/h_j)$ ), tenemos que tener en cuenta qué corrientes intervienen en cada tramo vertical de entalpía, para así utilizar el coeficiente de película correcto en cada caso y poder calcular, con una de esas corrientes, la diferencia de entalpía en ese tramo.

Por ejemplo, en el tramo 1 tenemos la corriente de residuo como corriente caliente y la corriente de agua de refrigeración como corriente fría. De la **tabla 4.16** podemos obtener los datos de coeficientes de película de las corrientes de residuo y agua de refrigeración. De las **tablas 4.3 y 4.12** podemos obtener los valores de poder calorífico (**CP**) de cada una de estas corrientes, respectivamente y en la **tabla 4.15**

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

tenemos las temperaturas extremas de cada una de estas corrientes en cada uno de los tramos verticales de entalpía. De modo que, con todos estos datos, podemos calcular la operación ( $\Sigma(q_i/h_i) + \Sigma(q_j/h_j)$ ) de la **ecuación 3.20**. A continuación detallamos el cálculo de esta operación para el tramo 1, mostrando en la **tabla 4.17** los datos que necesitamos para ello, y que hemos obtenido de las tablas que hemos mencionado antes.

Tramo	Corriente	Tipo	T <sup>a</sup> ent. (°C)	T <sup>a</sup> sal. (°C)	CP (kcal/h·°C)	h (kcal/h·m <sup>2</sup> ·°C)
1	Residuo	Caliente	198,6	95	100.406,25	340
	Agua Ref.	Fría	20	50	346.761,23	39.000
2	Residuo	Caliente	225	198,6	100.406,25	340
	Carga	Fría	132	155,9	110.812,50	200
3	Quench	Caliente	365	225	157.580,08	1.000
	Carga	Fría	155,9	355	110.812,50	200
4	Humos	Caliente	1.000	400	15.698,44	4.900
	Carga	Fría	355	440	110.812,50	200

**Tabla 4.17. Datos termodinámicos de las corrientes de cada uno de los tramos.**

Así que, el cálculo realizado es el siguiente:

$$\left( \sum \left( \frac{q_i}{h_i} \right) + \sum \left( \frac{q_j}{h_j} \right) \right) = \frac{100.406,25 \times (198,6 - 95)}{340} + \frac{346.761,23 \times (50 - 20)}{39.000} = 30.863,32 m^2$$

Por lo tanto, aplicando la **ecuación 3.20** para cada uno de los tramos verticales de entalpía, obtenemos el área total de intercambio de calor necesario en la red, que mostramos en la siguiente **tabla 4.18**.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Tramo	$\Delta T_1$ (°C)	$\Delta T_2$ (°C)	$\Delta T_{ML}$	$\Sigma(q_i/h_i)$ (m <sup>2</sup> )	$\Sigma(q_j/h_j)$ (m <sup>2</sup> )	$A_k$ (m <sup>2</sup> )
1	148,6	75,0	107,6	30.596,58	266,74	286,72
2	69,1	66,6	67,8	7.794,05	13.249,88	310,20
3	10,0	69,1	30,6	22.061,21	110.306,06	4.329,88
4	560,0	45,0	204,3	1.922,26	47.095,31	239,97
						<b>5.166,78</b>

Tabla 4.18. Resultados del cálculo del área de intercambio de calor de la red.

Pero el valor de área que hemos obtenido aún no es el definitivo, ya que, como explicamos en el **capítulo 3**, en los intercambiadores de carcasa y tubo tipo 1-2 o *intercambiadores multipaso*, debido a que no todo el flujo es en contracorriente, la media logarítmica de temperaturas efectiva es menor que la calculada. Por ello, para hallarla, se emplea el factor  $F_T$ , que es un factor de corrección comprendido entre 0 y 1, de manera que este factor disminuiría la media logarítmica de temperaturas y como consecuencia el calor intercambiado, siempre que esta factor fuera menor que 1.

Si recordamos lo explicado en el **capítulo 3**, el factor de corrección  $F_T$  sólo depende de las temperaturas de entrada y salida de las corrientes que intercambian calor, ya que es función de los parámetros  $R$  y  $P$  (efectividad térmica), que sólo dependen de estas temperaturas. Así que, dependiendo de estas temperaturas, en un intercambiador tipo 1-2 pueden darse tres casos diferentes:

1. La temperatura final de la corriente caliente es mayor que la temperatura final de la corriente fría. En este caso podría emplearse tanto un intercambiador tipo 1-1 como un intercambiador tipo 1-2. Es el caso de diseño más simple y deseable, porque el área de intercambio será la más pequeña.
2. La temperatura final de la corriente caliente es algo menor que la temperatura final de la corriente fría, de manera que existe un pequeño cruce de temperaturas. En este caso el diseño no es complicado, y puede lograrse con un intercambiador tipo 1-2.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

3. La temperatura final de la corriente caliente es considerablemente menor que la temperatura final de la corriente fría, siendo el cruce de temperaturas mayor que en el caso segundo. En este caso el diseño puede ser más complicado, pudiendo ser necesario emplear un intercambiador con más pasos por carcasa y por tubos.

El cruce de temperaturas máximo que puede alcanzarse viene dado por reglas muy simples. Es importante asegurar que  $F_T$  posea un valor mayor que 0,75, ya que un pequeño cambio en el valor de  $F_T$  puede conducir a un aumento considerable del área de intercambio, complicando mucho el diseño de la red. Pero una vez que aseguremos que el valor de  $F_T$  sea mayor de 0,75, en los casos que sea necesario, corregiremos este valor para que  $F_T$  esté comprendido entre 0,8 y 0,93, ya que:

- Un valor de  $F_T$  corregido, para intercambiadores tipo 1-2, menor que 0,8, proporciona un área de intercambio excesiva, y por lo tanto un aumento notable en los costes de equipos, por lo que debemos aumentar el número de intercambiadores en serie.
- Un valor de  $F_T$  corregido, para intercambiadores tipo 1-2, mayor que 0,93, demuestra que el intercambiador de calor es muy solvente, y podemos disminuir el número de unidades de intercambiador 1-2 para abaratar costes.

A continuación vamos a recordar las expresiones que dedujimos en el **apartado 3.6 del capítulo 3** del presente estudio.

Las expresiones de los parámetros  $R$  y  $P_{N-2N}$  (efectividad térmica para  $N$  carcasas de un intercambiador tipo 1-2) vienen dadas por las **ecuaciones 3.30 y 3.31**, que recordamos a continuación.

$$R = \frac{(m \cdot Cp)_{frías}}{(m \cdot Cp)_{calientes}} = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad [3.30]$$

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$$P_{N-2N} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad [3.31]$$

La **ecuación 3.31** define la expresión de la eficiencia térmica para  $N$  carcassas de un intercambiador tipo 1-2 colocadas en serie, definidas con el parámetro  $\mathbf{N}$ , que podemos calcular con las **ecuaciones 3.46 ó 3.48**, dependiendo del valor de  $\mathbf{R}$ :

◦ Si  $\mathbf{R} \neq 1$ :

$$N_K = \frac{\ln\left(\frac{1 - R \cdot P_{N-2N}}{1 - P_{N-2N}}\right)}{\ln W_k} \quad [3.46]$$

Donde:

$$W_k = \frac{R + 1 + \sqrt{R^2 + 1} - (2 \cdot Xp \cdot R)}{R + 1 + \sqrt{R^2 + 1} - (2 \cdot Xp)} \quad [3.47]$$

Y donde  $\mathbf{Xp}$  es una constante definida por el diseñador del intercambiador, que toma valores entre 0 y 1 (normalmente suele tener un valor de 0,9).

◦ Si  $\mathbf{R} = 1$ :

$$N_K = \left(\frac{P_{N-2N}}{1 - P_{N-2N}}\right) \cdot \left(\frac{1 + \frac{\sqrt{2}}{2} - Xp}{Xp}\right) \quad [3.48]$$

Como las **ecuaciones 3.46 y 3.48** pueden dar valores de  $\mathbf{N}_k$  fraccionados, lo obtenido en estas ecuaciones se redondea al número entero y real inmediatamente superior, denominándose entonces este valor como  $[\mathbf{N}]_k$ , que representa el número de carcassas entero y real.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Así que, con estas ecuaciones ya podemos obtener el factor de corrección  $F_T$  para intercambiadores tipo 1-2, que vimos en las **ecuaciones 3.56 y 3.58**, y que recordamos a continuación:

◦ **Para  $R \neq 1$ :**

$$F_T(1-2) = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \cdot \ln \left[ \frac{1 - P_{1-2}}{1 - R \cdot P_{1-2}} \right]}{(R - 1) \cdot \ln \left[ \frac{2 - P_{1-2} \cdot (R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - P_{1-2} \cdot (R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right]} \quad [3.56]$$

Donde:

$$P_{1-2} = \frac{1 - \left( \frac{1 - P_{N-2N} \cdot R}{1 - P_{N-2N}} \right)^{\frac{1}{[N]_k}}}{R - \left( \frac{1 - P_{N-2N} \cdot R}{1 - P_{N-2N}} \right)^{\frac{1}{[N]_k}}} \quad [3.57]$$

◦ **Para  $R = 1$ :**

$$F_T(1-2) = \frac{\sqrt{2} \cdot P_{1-2}}{1 - P_{1-2}} \cdot \frac{1}{\ln \left[ \frac{2 - P_{1-2} \cdot (2 - \sqrt{2})}{2 - P_{1-2} \cdot (2 + \sqrt{2})} \right]} \quad [3.58]$$

Donde:

$$P_{1-2} = \frac{P_{N-2N}}{P_{N-2N} - P_{N-2N} \cdot [N]_k + [N]_k} \quad [3.59]$$



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

De este modo, el área de la red de intercambiadores se calculará empleando el factor de corrección  $F_T$  correspondiente a  $[N]_k$  carcassas, según la **ecuación 3.55**, que recordamos ahora, de manera que este factor aumentará el valor de esta área de transferencia.

$$A_{1-2} = \sum A_{1-2_k} = \sum_{k=1}^K \frac{1}{\Delta T_{ML_K}} \cdot F_{T_K} \cdot \sum_{i=1}^I \sum_{j=1}^J \left( \frac{q_i}{h_i} + \frac{q_j}{h_j} \right)_k \quad [3.55]$$

En la **tabla 4.19** mostramos los cálculos realizados con la utilización de las ecuaciones que hemos recordado del **capítulo 3**, para finalmente obtener el área final de intercambio de calor de la red.

Tramos	$R$	$P_{N-2N}$	$W_k$	$N_k$	$[N]_k$	$P_{1-2}$	$F_{1-2}$	$A_{1-2}(\text{m}^2)$
1	3,454	0,168	0,293	0,557	1	0,168	0,952	301,06
2	1,104	0,257	0,896	0,333	1	0,257	0,977	317,60
3	0,703	0,952	1,475	4,977	5	0,614	0,750	5.774,93
4	7,059	0,132	0,185	1,496	2	0,106	0,942	254,75
					9			6.648,34

**Tabla 4.19. Resultados del cálculo del área que supone el intercambio de calor con intercambiadores tipo 1-2 en serie.**

Una vez obtenida el área total de transferencia de calor de la red, debemos corregir los valores de  $F_T$  que no estén comprendidos entre 0,8 y 0,93. Vemos que los dos primeros tramos no podemos corregirlos, ya que no podemos disminuir el número de intercambiadores en estos tramos, puesto que disponen de un solo intercambiador. En cambio, a priori, si podemos corregir los valores de  $F_T$  de los tramos 3 y 4, aumentado en una unidad el número de intercambiadores en serie del tramo 3 y

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

disminuyendo en una unidad el número de intercambiadores en serie del tramo 4. En la **tabla 4.20** mostramos los resultados obtenidos de la corrección del factor  $F_T$ .

Tramo	$[N]_k$ corregido	$P_{1-2}$ corregido	$F_{1-2}$ corregido	$A_{1-2}$
1	1	0,168	0,952	301,06
2	1	0,257	0,977	317,60
3 (*)	6	0,562	0,841	5.148,42
4 (*)	1	0,132	<< ERROR >>	----
4	2	0,106	0,942	254,75
	10			6.021,83

Tabla 4.20. Resultados del cálculo del área de intercambio tras la corrección de  $F_T$ .

(\*) Los tramos marcados con el asterisco han sido corregidos.

La finalidad del estudio del área de intercambio de calor de la red será calcular, para cada valor de  $\Delta T_{\min}$ , el área total requerida de intercambio y el número total de intercambiadores tipo 1-2 necesarios para el diseño de la red, con el fin de predecir el coste que supondrá la implantación de esta red de intercambiadores. Para predecir el coste de la red de intercambiadores, hay que adoptar antes una expresión que nos dé el coste de esta red en función del área de transferencia de calor y del número total de intercambiadores tipo 1-2 necesarios. Así que, suponiendo que todos los intercambiadores tienen la misma área de transferencia de calor, el coste de la red viene dado por la **ecuación 3.65**, que vimos en el **apartado 3.6** del **capítulo 3**, y que recordamos a continuación.

$$C.Red = N \cdot \left[ a + b \cdot \left( \frac{A_{Total}}{N} \right)^c \right] \quad [3.65]$$

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Donde **a**, **b** y **c** son constantes que dependen de los materiales de construcción, de la presión de diseño y del tipo de intercambiador, siendo sus unidades de medida, respectivamente, y por ejemplo para la unidad monetaria del €, las siguientes: €, €/m<sup>2</sup> y **adimensional**.

Aunque suponer una distribución uniforme de áreas sea algo simple, no es una elección mejor o peor cualquier otra, ya que no es posible averiguar esta distribución sin diseñar la red. Por tanto, para el propósito de estimar el coste de la red antes de realizar un diseño, es una simplificación perfectamente válida.

En el caso que algún cambiador esté fabricado con distinto material que los demás de la red, no sea del mismo tipo, o la presión de diseño no sea la misma, se puede corregir el área de los cambiadores diferentes, usando unos únicos coeficientes de costes, con la posibilidad de usar la **ecuación 3.65**. Esto último, puede hacerse usando unos coeficientes o pesos para cada unidad o carcasa, que tenga en cuenta las características particulares de dicha unidad o carcasa. Así que, por ejemplo, si una de las corrientes del intercambiador es corrosiva, se requerirán materiales de construcción más caros. Para reflejar este incremento en el coste puede disminuirse su coeficiente de película multiplicándolo por un coeficiente inferior a la unidad; de este modo el área de intercambio ficticia será mayor, y en consecuencia el coste de la unidad.

Podemos manipular la función de costes, de manera que el *coste fijo*, representado por el coeficiente **a**, no varíe. En tal caso, el área ficticia **A\*** de la red vendría dada por la **ecuación 3.66**.

$$A^* = \sum_{k=1}^K \frac{1}{\Delta T_{ML_K}} \cdot \left( \sum_i^I \frac{q_i}{\phi_i \cdot h_i} + \sum_j^J \frac{q_j}{\phi_j \cdot h_j} \right) \quad [3.66]$$

Donde **K** es el número total de tramos de entalpías, **I** es el número total de corrientes calientes y **J** es el número total de corrientes frías. Los coeficientes  $\phi$  vienen dados por la **ecuación 3.67**.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$$\phi = \left( \frac{b_1}{b_2} \right)^{\frac{1}{c_1}} \cdot \left( \frac{A}{N} \right)^{1 - \frac{c_2}{c_1}} \quad [3.67]$$

Donde:

**$b_1$  y  $c_1$**  = Coeficientes de la función de costes que se toma como referencia.

**$b_2$  y  $c_2$**  = Coeficientes de la función de costes especial, como, por ejemplo representa el coste del intercambiador del ejemplo anterior, que se fabrica con un material resistente a la corrosión.

**$A$**  = Área total de la red.

**$N$**  = Número de unidades o de carcasas, dependiendo de si se trata de una red de cambiadores 1-1 o multipaso, respectivamente.

En nuestro caso, en el tramo 3, los intercambiadores actuales de la unidad de *Craqueo Térmico* tiene un sobre espesor 3 mm por corrosión. Para realizar el cálculo del coste de la red obtenida mediante el *Análisis Pinch*, tendremos en cuenta este sobre espesor y las duras condiciones a las que están sometidos estos intercambiadores (ya que por sus tubos circula producto del fondo de la torre, que es muy viscoso y está a muy alta temperatura), por lo que en el tramo 3 de nuestro estudio, usaremos la **ecuación 3.66**, aumentando el área de ese tramo.

En la **tabla 4.21** mostramos los valores de cada uno de los parámetros de las **ecuaciones 3.65 y 3.67**.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Parámetros	Valor
<b>a</b>	26.500 €
<b>b</b>	730 €/m <sup>2</sup>
<b>c</b>	1
<b>b<sub>1</sub></b>	450
<b>b<sub>2</sub></b>	575
<b>c<sub>1</sub></b>	1
<b>c<sub>2</sub></b>	1

Tabla 4.21. Valores de los parámetros de las ecuaciones de costes de intercambiadores.

Aplicando estos parámetros a las ecuaciones que antes hemos recordado, obtenemos:

$$\phi = \left( \frac{450}{575} \right)^{\frac{1}{1}} \cdot \left( \frac{6.021,83}{10} \right)^{1-\frac{1}{1}} = 0,783$$

$$A_3^* = \sum_{k=1}^K \frac{1}{\Delta T_{ML_K}} \cdot \left( \sum_i^I \frac{q_i}{\phi_i \cdot h_i} + \sum_j^J \frac{q_j}{\phi_j \cdot h_j} \right) = \frac{A_3}{\phi} = \frac{5.148,42}{0,783} = 6.578,54 \text{ m}^2$$

$$C.Red = 10 \times \left[ 26.500 + 730 \times \left( \frac{7.451,95}{10} \right)^1 \right] \times 0,71 \frac{\text{euros}}{\$} \times 1,07 = 4.334.031,54 \text{ €}$$

Así que, el coste total de la red de intercambiadores (aplicándole un 7% de IVA) es de 4.334.031,54 €. Este coste se trata del *coste fijo* que supone implantación de la red de intercambiadores. Si sumamos a este coste el *coste variable* antes calculado, que se trata del coste que supone el consumo de *utilities* como energía, y que era de 983.726,96 €, obtenemos un coste total, para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, de 5.317.758,50 €.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Una vez finalizada esta etapa del *Análisis Pinch*, procedemos a someter a estudio otro valor de  $\Delta T_{\min}$ , realizando los mismos pasos que hemos realizado para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, ya que la siguiente etapa se trata de la estimación de  $\Delta T_{\min}$  óptimo, para lo que se requieren los costes totales de todos los valores de  $\Delta T_{\min}$  seleccionados al principio. Así que, en la **tabla 4.22** resumimos todos los resultados obtenidos del análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, para posteriormente, pasar al análisis del problema para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C.

	caliente	frío
<b>PUNTO PINCH</b>	<b>365 °C</b>	<b>355 °C</b>
	<b>Aporte (kcal/h)</b>	<b>Coste (€/año)</b>
<b>Humos combustión</b>	<b>9.419.062,50</b>	<b>854.964,12</b>
<b>Agua refrigeración</b>	<b>10.402.836,76</b>	<b>128.762,85</b>
	<b>COSTE VARIABLE (€)</b>	<b>983.726,96</b>
<b>Área total intercambio (m<sup>2</sup>)</b>		<b>6.021,83</b>
<b>Nº intercambiadores en serie</b>		<b>10</b>
	<b>COSTE FIJO (€)</b>	<b>4.334.031,54</b>
	<b>COSTE TOTAL (€) *</b>	<b>5.317.758,50</b>

Tabla 4.22. Resultados obtenidos del análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

\* Coste total referido a un año.

## ANÁLISIS PINCH PARA $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$

Al igual que hicimos anteriormente para  $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ , utilizaremos el primer método de ajuste de temperaturas, quedándonos la **tabla 4.23**, que vemos a continuación:

Temperaturas modificadas ( $T^*$ )			
Corriente	$T^a$ original ( $^{\circ}\text{C}$ )	$T^a$ ajustada, $T^*$ ( $^{\circ}\text{C}$ )	Orden
<b>Quench</b>	365	345	<b><math>T_2</math></b>
	225	205	<b><math>T_3</math></b>
<b>Residuo</b>	225	205	<b>Duplicado</b>
	95	75	<b><math>T_5</math></b>
<b>Carga</b>	132	132	<b><math>T_4</math></b>
	440	440	<b><math>T_1</math></b>

Tabla 4.23. Tabla de temperaturas modificadas de las corrientes de la tabla 4.3 para  $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

A continuación mostramos en la **tabla 4.24** los intervalos de temperatura definidos con las temperaturas modificadas de la **tabla 4.23** y veremos las corrientes que se localizan en cada uno de ellos, para luego, en la **tabla 4.25**, calcular el incremento de entalpía de cada intervalo.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

T <sup>a</sup> ficticia T* (°C)	Intervalo T <sub>i-1</sub> - T <sub>i</sub> (°C)	Corrientes		
		Quench (Q)	Residuo (R)	Carga (C)
T <sup>*</sup> <sub>1</sub> = 440				
T <sup>*</sup> <sub>2</sub> = 345	ΔT <sub>1-2</sub> = 95	↓		↑
T <sup>*</sup> <sub>3</sub> = 205	ΔT <sub>2-3</sub> = 140	↓		↑
T <sup>*</sup> <sub>4</sub> = 132	ΔT <sub>3-4</sub> = 73		↓	↑
T <sup>*</sup> <sub>5</sub> = 75	ΔT <sub>4-5</sub> = 57		↓	

Tabla 4.24. Intervalos de temperatura del problema.

De modo que, realizando los cálculos con la **expresión 3.5**, que vimos anteriormente, obtenemos la **tabla 4.25**, tomando los valores de poder calorífico de cada corriente de la **tabla 4.3**.

T* (°C)	ΔT <sub>i</sub> (°C)	Σ CP <sub>Calientes</sub> - Σ CP <sub>Frias</sub>	ΔH <sub>i</sub> (kcal/h)	
T <sup>*</sup> <sub>1</sub> = 440				
T <sup>*</sup> <sub>2</sub> = 345	ΔT <sub>1-2</sub> = 95	CP <sub>Q</sub> -CP <sub>C</sub>	-10.527.187,50	<i>Déficit de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>3</sub> = 205	ΔT <sub>2-3</sub> = 140	CP <sub>Q</sub> -CP <sub>C</sub>	6.547.461,76	<i>Exceso de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>4</sub> = 132	ΔT <sub>3-4</sub> = 73	CP <sub>R</sub> -CP <sub>C</sub>	-759.656,25	<i>Déficit de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>5</sub> = 75	ΔT <sub>4-5</sub> = 57	CP <sub>R</sub>	5.723.156,25	<i>Exceso de energía</i>
		ΔH <sub>i</sub> TOTAL (kcal/h)	983.774,26	

Tabla 4.25. Incremento de entalpía de cada intervalo de temperatura del problema.

Como vemos en la **tabla 4.25**, tenemos un exceso total de energía de 983.774,26 kcal/h, que es exactamente igual a lo que obtuvimos en la **tabla 4.6**, en el estudio de este problema para un valor de ΔT<sub>mín</sub> de 10 °C.



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Entonces, a partir de los resultados obtenidos en la **tabla 4.25**, mostramos, en la **tabla 4.26**, el *diagrama de cascada* del problema, que corrigiendo el efecto que viola la *Segunda Ley de la Termodinámica*, nos hace obtener la última columna de esta tabla.

$T^*$ (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)	$\Delta H_i$ corregido (kcal/h)	
$T_1^* = 440$	0	10.527.187,50	<i>Energía a aportar como calefacción</i>
$T_2^* = 345$	-10.527.187,50	0	<b>PUNTO PINCH</b>
$T_3^* = 205$	-3.979.725,74	6.547.461,76	
$T_4^* = 132$	-4.739.381,99	5.787.805,51	
$T_5^* = 75$	983.774,26	11.510.961,76	<i>Energía a retirar como refrigeración</i>

**Tabla 4.26.** Diagrama de cascada de calor del problema.

En la **figura 4.8** vemos la *gran curva compuesta* que obtenemos a partir del *diagrama de cascada* de la **tabla 4.26**, en la cual observamos la existencia de un *pocket* de recuperación de calor por debajo del *punto pinch*, que minimiza el calor a retirar del proceso, es decir, disminuye las necesidades mínimas  $Q_c$ , disminuyendo el consumo de agua de refrigeración y racionalizando el funcionamiento de los paquetes de aerorrefrigerantes de la corriente de residuo que se envía a tanque.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

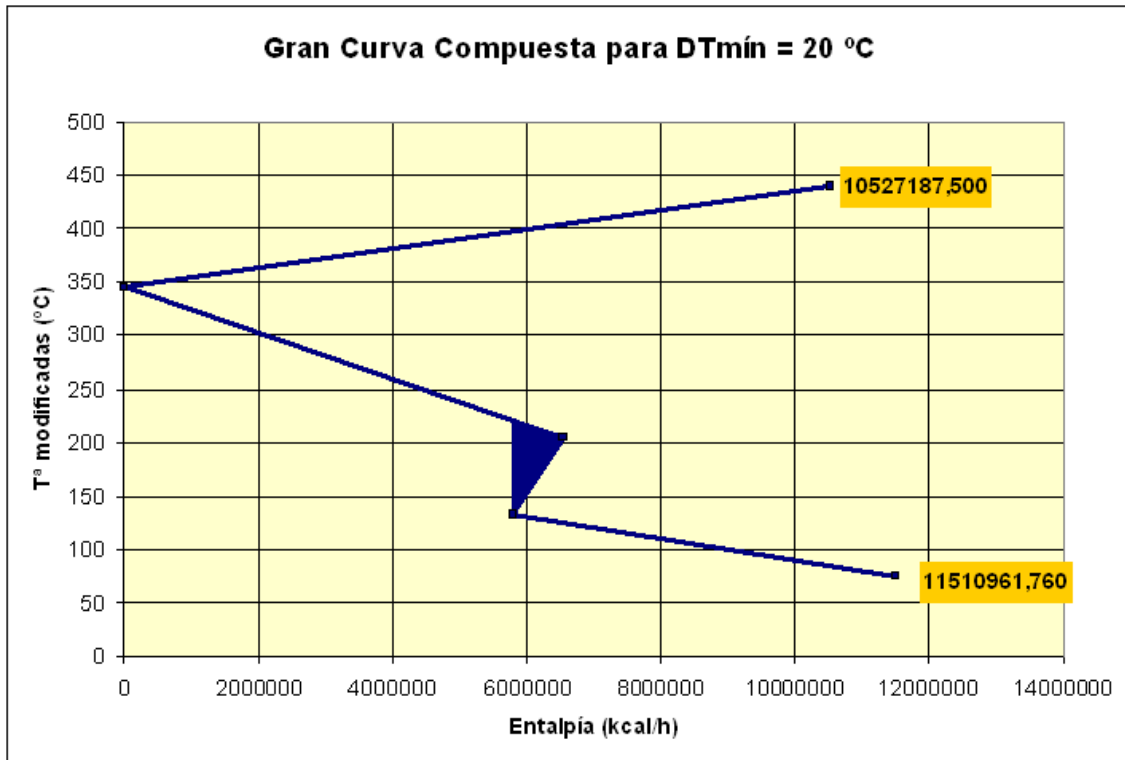


Figura 4.8. Gran curva compuesta del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

En la **tabla 4.27**, que vemos a continuación, mostramos las conclusiones obtenidas del estudio energético realizado a nuestro problema, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ :

Energía mínima a aportar como calefacción		10.527.187,50 kcal/h
Energía mínima a retirar como refrigeración		11.510.961,76 kcal/h
<b>PUNTO PINCH</b>	ficticio	345 °C
	caliente	365 °C
	frío	345 °C

Tabla 4.27. Resultados energéticos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

A continuación vamos a construir la *curva compuesta* del problema. Para ello, primero aplicaremos la **ecuación 3.5** que vimos anteriormente, pero en este caso diferenciando las corrientes calientes y frías y con las temperaturas reales (ajustes desechos). En la **tabla 4.28** mostramos los resultados obtenidos:

$\Delta T_i$ (°C)	T <sub>Frías</sub> (°C)	$\Delta H_j$ (kcal/h)	T <sub>Calientes</sub> (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)
	T <sub>1</sub> = 75		T <sub>1</sub> = 95	
$\Delta T_{1-2} = 57$	T <sub>2</sub> = 132	0	T <sub>2</sub> = 152	5.723.156,25
$\Delta T_{2-3} = 73$	T <sub>3</sub> = 205	8.089.312,50	T <sub>3</sub> = 225	7.329.656,25
$\Delta T_{3-4} = 140$	T <sub>4</sub> = 345	15.513.750,00	T <sub>4</sub> = 365	22.061.211,76
$\Delta T_{4-5} = 95$	T <sub>5</sub> = 440	10.527.187,50	T <sub>5</sub> = 460	0

**Tabla 4.28.** Diferencias de entalpía de cada intervalo de temperatura.

A continuación, se acumulan los incrementos de entalpías, para cada tipo de corriente, ya sea caliente o fría, para preparar los datos a graficar. Las corrientes calientes comienzan con una entalpía acumulada de 0 kcal/h a la temperatura más baja (95 °C), mientras que a las corrientes frías se les agrega la cantidad mínima de refrigeración a todos los valores de entalpía, lo que ocasiona que la curva fría se ubique por debajo de la caliente a una distancia vertical igual a  $\Delta T_{\min}$  en algún punto del diagrama temperatura-entalpía, el cual representa el *punto pinch*, que debe coincidir con lo obtenido analíticamente en la **tabla 4.27**. En la **tabla 4.29** vemos las entalpías acumuladas en cada tramo de temperatura, valores que no servirán para dibujar la *curva compuesta* de las corrientes del problema, que podremos ver más adelante en la **figura 4.9**.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$T_{\text{Frías}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta H_j$ (kcal/h)	$T_{\text{Calientes}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta H_i$ (kcal/h)
$T_1 = 75$		$T_1 = 95$	0
$T_2 = 132$	11.510.961,76	$T_2 = 152$	5.723.156,25
$T_3 = 205$	19.600.274,26	$T_3 = 225$	13.052.812,5
$T_4 = 345$	<b>35.114.024,26</b>	$T_4 = 365$	<b>35.114.024,26</b>
$T_5 = 440$	45.641.211,76	$T_5 = 460$	

Tabla 4.29. Diferencias de entalpía acumuladas en cada intervalo de temperatura.

Podemos demostrar que los resultados obtenidos en esta tabla cuadran si al restar la energía máxima de la columna de corrientes frías menos la de la columna de corrientes calientes obtenemos la energía necesaria para calentar las corrientes frías con servicios auxiliares. Vemos que los resultados si cuadran:

$$45.641.211,76 - 35.114.024,26 = 10.527.187,50 \text{ kcal/h}$$

De la **tabla 4.29** también podemos ver que la entalpía acumulada en las *temperaturas pinch*, tanto para la corriente caliente como para la fría, son iguales, lo que significa que en la *curva compuesta* estas dos temperaturas estarán en una línea recta vertical a 35.114.024,26 kcal/h de entalpía, diferenciadas verticalmente por 20 °C, que es la  $\Delta T_{\text{mín}}$ . Por lo que será en ese punto donde se de la menor diferencia de temperatura entra las corrientes caliente y fría. Notar que la entalpía donde se encuentra la mínima diferencia de temperatura entre las *supercurvas* caliente y fría, que en este caso es de 20 °C, es exactamente la misma que para el caso de diferencia de temperatura mínima de 10 °C.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

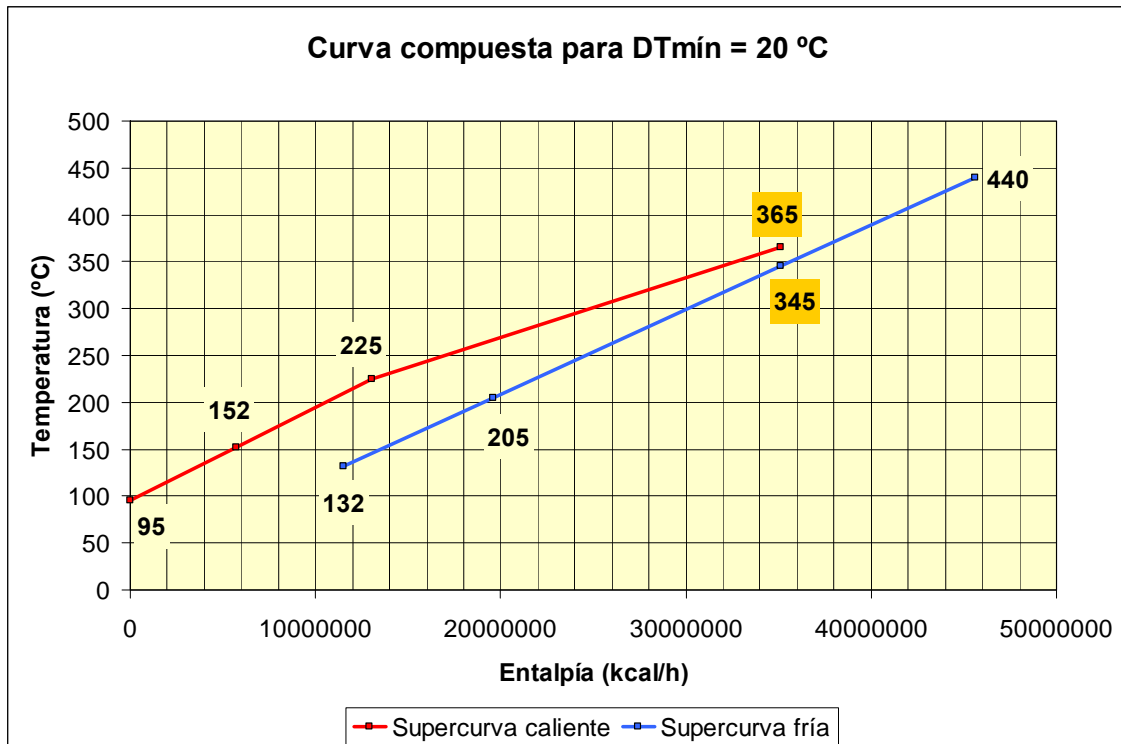


Figura 4.9. Curva compuesta del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

El excedente de energía de la *supercurva* caliente, para el cual, no hay una contraparte de la curva compuesta fría, debe procesarse con servicios auxiliares de refrigeración (agua de refrigeración y aire), como vimos analíticamente mediante el diagrama de cascada de proceso, obteniendo la cantidad mínima de enfriamiento (11.510,96 Mcal/h). Igualmente, la parte de las corrientes frías que excede energéticamente a la terminación de la curva compuesta caliente indica que no existen corrientes de proceso calientes suficientes para integrarse con esta parte de la curva compuesta fría, y por lo tanto debe tratarse con servicios auxiliares de calentamiento (humos de combustión), que como obtuvimos en el diagrama de cascada de proceso, representa la cantidad mínima de calor a suministrar (10.527,19 Mcal/h). Así que, interpretando el diagrama obtenido, leemos que el punto máximo de acercamiento vertical entre las dos curvas, equivalente a una  $\Delta T_{\min}$  de  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ , representa el *punto pinch* del proceso, siendo  $345\text{ }^{\circ}\text{C}$  para las corrientes frías, y  $365\text{ }^{\circ}\text{C}$  para las corrientes calientes; la distancia horizontal entre los extremos de las curvas en la parte baja de temperatura representa cantidad mínima de enfriamiento de 11.510,96 Mcal/h, y la distancia horizontal entre los dos extremos de las curvas en la parte alta de temperatura representa la cantidad mínima de calentamiento de 10.527,19 Mcal/h.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Así que, como hemos visto, a partir de un balance de energía y con la posterior construcción del *diagrama de cascada* hemos obtenido el *punto de pliegue* o *punto pinch* divide a la red en dos zonas:

- Una zona por debajo del *punto pinch*, en la que encontramos la *supercurva caliente*, que al igual que para el caso de  $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ , va desde una temperatura de  $365\text{ }^{\circ}\text{C}$  (*temperatura pinch caliente*) a  $95\text{ }^{\circ}\text{C}$ , en dirección hacia la izquierda en la *curva compuesta*, tal y como vemos en la **figura 4.9**, y la *supercurva fría*, que va desde  $132\text{ }^{\circ}\text{C}$  hasta  $345\text{ }^{\circ}\text{C}$  (*temperatura pinch fría*), en dirección hacia la derecha en la *curva compuesta* de la misma figura.
- Una zona por encima del *punto pinch*, en la que encontramos solamente la *supercurva fría* (ya que el *punto pinch* coincide en un extremo de la *supercurva caliente*). La *supercurva fría* va desde una temperatura de  $345\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $440\text{ }^{\circ}\text{C}$  y continúa en dirección hacia la derecha en la *curva compuesta*, tal y como vemos en la misma **figura 4.9**.

A continuación la *curva compuesta* del proceso puede completarse incluyendo los niveles de temperatura de los servicios auxiliares o *utilities* disponibles de calentamiento y de enfriamiento. En la anterior **tabla 4.12** vimos los datos termodinámicos de estas dos corrientes de servicios auxiliares, y ahora, en la **tabla 4.30** vemos la misma tabla, pero con los datos de caudal másico y poder calorífico corregidos, ya que para  $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$  estos valores cambian con respecto al caso anterior, ya que varían los requerimientos mínimos de calefacción y refrigeración del problema. Para la obtención del caudal másico utilizamos las **ecuaciones 4.3 y 4.4**, que vimos anteriormente en este capítulo, y una vez obtenido el caudal másico de cada servicio auxiliar, solo tenemos que multiplicar este caudal másico por el calor específico de cada uno de ellos, para obtener el poder calorífico de cada corriente, que es un parámetro esencial para introducir estas corrientes de *utilities* en la *curva compuesta*, obteniéndose la *curva compuesta balanceada*.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

<i>Utilities</i>	$T_s$ (°C)	$T_o$ (°C)	$C_p$ (kcal/kg°C)	$\dot{m}$ (kg/h)	$CP$ (kcal/h°C)
<b>Humos de combustión</b>	1.000	400	0,291	60.293,17	17.545,31
<b>Agua refrigeración</b>	20	50	1	383.698,73	383.698,73

Tabla 4.30. Datos termodinámicos de las corrientes de servicios auxiliares del problema.

Por lo tanto, la *curva compuesta balanceada* que se obtiene es la que vemos en la **figura 4.10**, donde los servicios auxiliares cierran el diagrama completamente, de tal forma que toda la línea de la curva compuesta caliente tiene una contraparte fría para ceder calor.

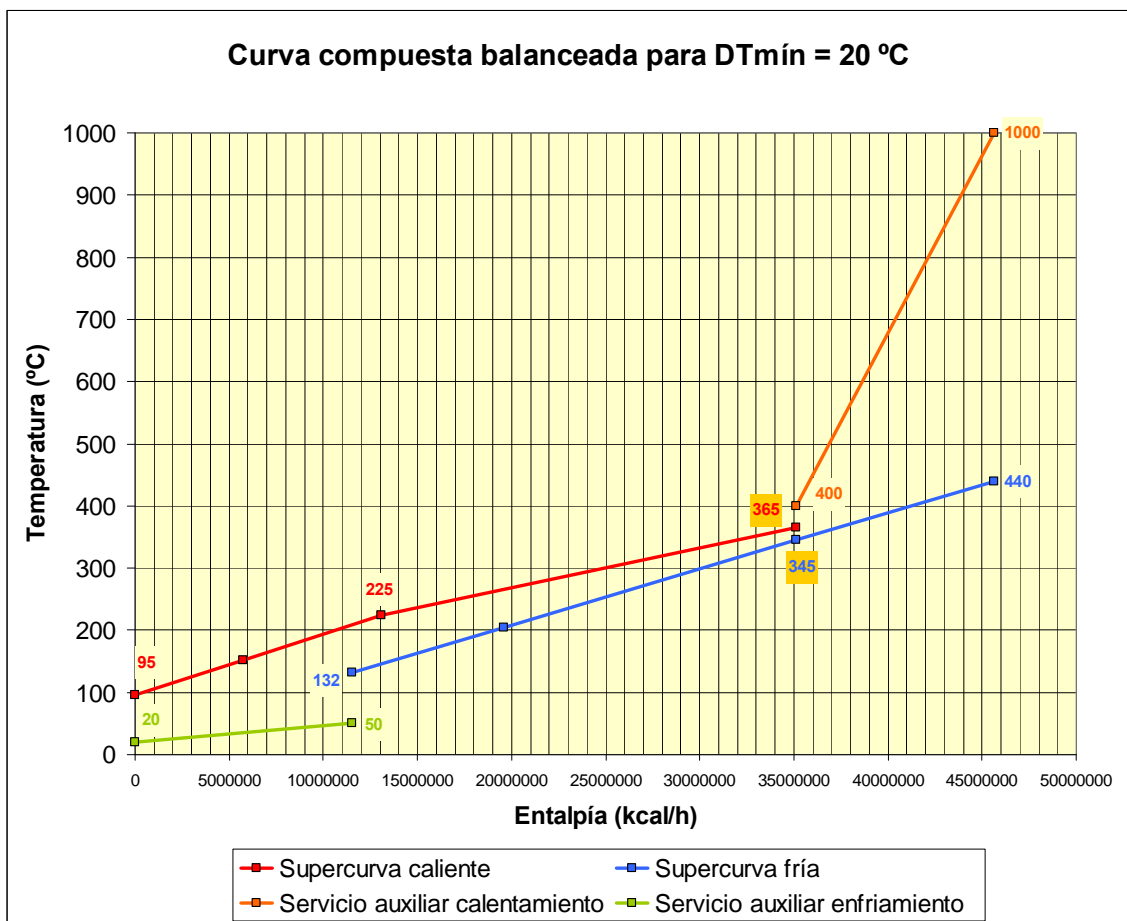


Figura 4.10. Curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $20^\circ\text{C}$ .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Las *curvas compuestas* nos indican cuáles son las necesidades energéticas del proceso, pero no cómo cubrirlas. Esta es la principal aplicación de las *grandes curvas compuestas*. Estas curvas se usan para seleccionar los servicios auxiliares, tanto de refrigeración como de calentamiento más adecuados. Entonces, en la **figura 4.11** vemos la *gran curva compuesta balanceada* del problema, que se obtiene al representar gráficamente el *diagrama de cascada* de calor, introduciendo los servicios auxiliares de los que disponemos en el proceso, para ver si esta elección de *utilities* es correcta.

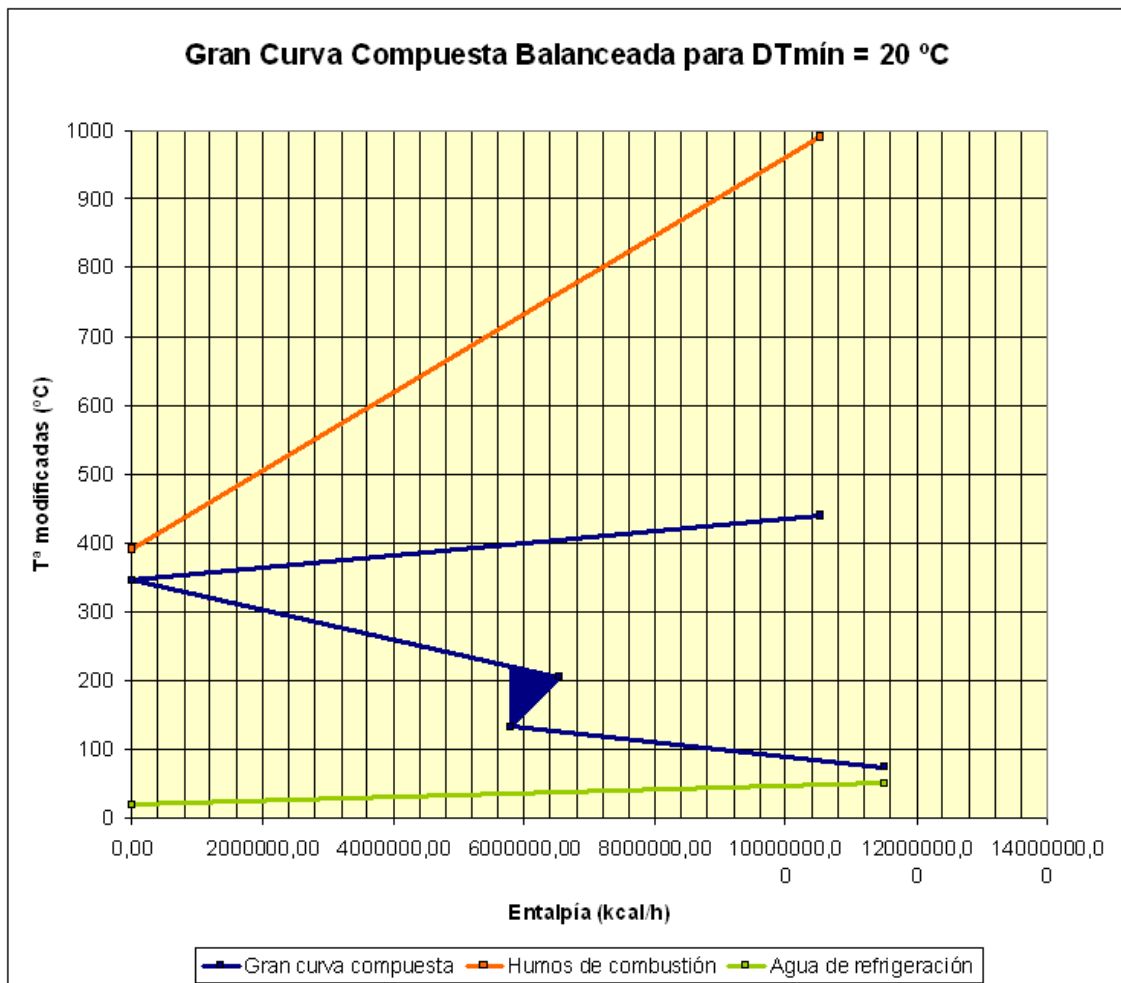


Figura 4.11. Gran curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $20\text{ °C}$ .



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Anteriormente, en la **tabla 4.13** mostramos los costes que suponen la generación de humos de combustión (como servicio auxiliar de calefacción) y el uso de agua de refrigeración (como *utility* de refrigeración), que recordamos a continuación:

Servicio auxiliar	Coste (\$/MW·año)
Humos de combustión	110.000
Agua de refrigeración	15.000

**Tabla 4.13. Costes de los servicios auxiliares del problema.**

Así que, sabiendo que la conversión €/€ está en 0,71 y conociendo los factores de conversión de unidades energéticas, obtenemos los costes variables del proceso:

- Coste de generación de humos de combustión:

$$CosteGeneración = 110.000 \frac{\$}{MW \cdot año} \times 0,71 \frac{Euros}{\$} \times \frac{4,184}{3.600.000} \frac{MW}{kcal / h} \times 10.527.187,50 = 955.548,13 \frac{Euro}{año}$$

- Coste de agua de refrigeración:

$$CosteAgua = 15.000 \frac{\$}{MW \cdot año} \times 0,71 \frac{Euros}{\$} \times \frac{4,184}{3.600.000} \frac{MW}{kcal / h} \times 11.510.961,76 = 142.478,85 \frac{Euro}{año}$$

A continuación, en la **tabla 4.31** englobamos todos los resultados obtenidos hasta el momento, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Humos de combustión		Agua de refrigeración		PUNTO PINCH	
Aporte (kcal/h)	Coste (€/año)	Aporte (kcal/h)	Coste (€/año)	caliente	frío
10.527.187,50	955.548,13	11.510.961,76	142.478,85	365 °C	345 °C

Tabla 4.31. Resultados energéticos y económicos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C.

Como explicamos en el **capítulo 3**, y aplicamos anteriormente para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, para calcular el área de la red de intercambiadores a partir de la *curva compuesta balanceada* (**figura 4.10**), el primer paso es dividir esta curva en tramos verticales de entalpías. Estos tramos verticales de entalpía, se marcan en el cambio de pendiente de las curvas compuestas caliente y fría, como se muestra en la **figura 4.12**, en la que la curva se divide en 4 tramos verticales de entalpía.

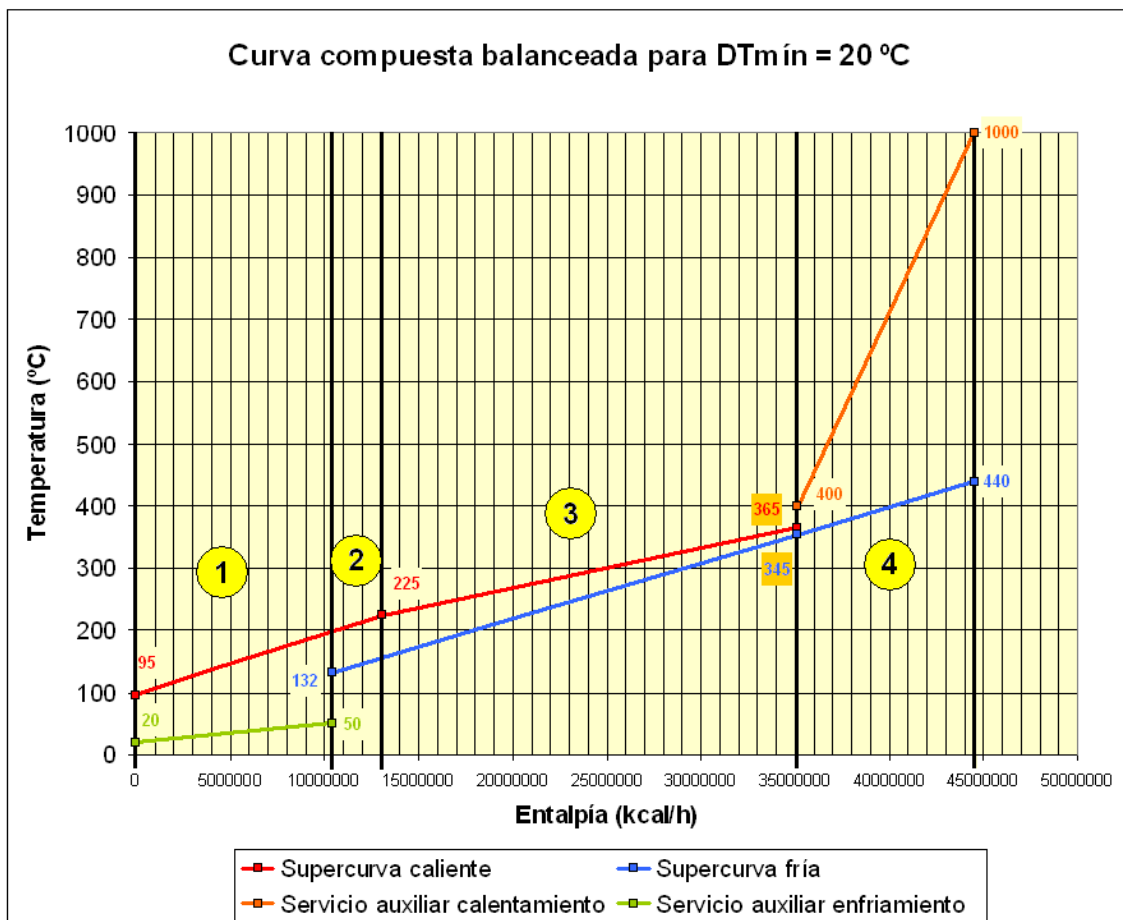


Figura 4.12. Curva compuesta balanceada del problema dividida en 4 tramos verticales de entalpía.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

A continuación, en la **tabla 4.32**, mostramos las temperaturas extremas de las corrientes caliente y fría de cada tramo de entalpía:

Tramos de entalpía	Tª entrada caliente (°C)	Tª salida caliente (°C)	Tª entrada fría (°C)	Tª salida fría (°C)
1	209,6	95	20	50
2	225	209,6	132	145,9
3	365	225	145,9	345
4	1.000	400	345	440

**Tabla 4.32. Temperaturas extremas de cada tramo de entalpía de la curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C.**

Y en la **tabla 4.33** mostramos todos los datos que necesitamos para el cálculo del área de transferencia de la red, a partir de la **ecuación 3.20**, que recordamos anteriormente.

Tramo	Corriente	Tipo	Tª ent. (°C)	Tª sal. (°C)	CP (kcal/h·°C)	h (kcal/h·m <sup>2</sup> ·°C)
1	Residuo	Caliente	209,6	95	100.406,25	340
	Agua Ref.	Fría	20	50	383.698,73	39.000
2	Residuo	Caliente	225	209,6	100.406,25	340
	Carga	Fría	132	145,9	110.812,50	200
3	Quench	Caliente	365	225	157.580,08	1.000
	Carga	Fría	145,9	345	110.812,50	200
4	Humos	Caliente	1.000	400	17.545,31	4.900
	Carga	Fría	345	440	110.812,50	200

**Tabla 4.33. Datos termodinámicos de las corrientes de cada uno de los tramos.**

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Por lo tanto, aplicando la **ecuación 3.20** para cada uno de los tramos verticales de entalpía, obtenemos el área total de intercambio de calor necesario en la red, que mostramos en la siguiente **tabla 4.34**:

Tramo	$\Delta T_1$ (°C)	$\Delta T_2$ (°C)	$\Delta T_{ML}$	$\Sigma(q_i/h_i)$ (m <sup>2</sup> )	$\Sigma(q_j/h_j)$ (m <sup>2</sup> )	$A_k$ (m <sup>2</sup> )
1	159,6	75,0	112,0	33.855,77	295,15	304,80
2	79,1	77,6	78,4	4.534,86	7.709,25	156,25
3	20,0	79,1	43,0	22.061,21	110.306,06	3.079,90
4	560,0	55,0	217,6	2.148,41	52.635,94	251,75
						<b>3.792,70</b>

**Tabla 4.34. Resultados del cálculo del área de intercambio de calor de la red.**

Pero el valor de área que hemos obtenido aún no es el definitivo, ya que, como explicamos anteriormente, en los intercambiadores de carcasa y tubo tipo 1-2 o *intercambiadores multipaso*, debido a que no todo el flujo es en contracorriente, la media logarítmica de temperaturas efectiva es menor que la calculada, por lo que, para hallarla, se emplea el factor  $F_T$ . Así que, a partir de las ecuaciones que recordamos anteriormente, calculamos este factor y lo aplicamos al área de transferencia obtenida anteriormente en la **tabla 4.34**, para obtener el área final de intercambio de calor de la red. En la **tabla 4.35** mostramos los cálculos realizados para ello.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Tramos	$R$	$P_{N-2N}$	$W_k$	$N_k$	$[N]_k$	$P_{1-2}$	$F_{1-2}$	$A_{1-2} (m^2)$
1	3,821	0,158	0,272	0,579	1	0,158	0,951	320,49
2	1,104	0,150	0,896	0,167	1	0,150	0,994	157,16
3	0,703	0,909	1,475	3,540	4	0,580	0,814	3.781,99
4	6,316	0,145	0,197	1,427	2	0,114	0,944	266,77
					8			4.526,41

Tabla 4.35. Resultados del cálculo del área que supone el intercambio de calor con intercambiadores tipo 1-2 en serie.

Así que, una vez obtenida el área total de transferencia de calor de la red, debemos corregir los valores de  $F_T$  que no estén comprendidos entre 0,8 y 0,93, tal y como hicimos anteriormente. Al igual que en el análisis para  $\Delta T_{\min} = 10^\circ C$ , vemos que los dos primeros tramos no podemos corregirlos, ya que no podemos disminuir el número de intercambiadores en estos tramos, puesto que disponen de un solo intercambiador. El tramo 3 no hace falta corregirlo, ya que el valor de  $F_T$  de este tramo se encuentra en el rango correcto. Por lo que, a priori, solo podemos corregir el valor de  $F_T$  del tramo 4, disminuyendo en una unidad el número de intercambiadores en serie. En la **tabla 4.36** mostramos los resultados obtenidos de la corrección del factor  $F_T$ .

Tramo	$[N]_k$ corregido	$P_{1-2}$ corregido	$F_{1-2}$ corregido	$A_{1-2}$
1	1	0,158	0,951	320,49
2	1	0,150	0,994	157,16
3	4	0,580	0,814	3.781,99
4 (*)	1	0,145	0,548	----
4	2	0,114	0,944	266,77
				8
				4.526,41

Tabla 4.36. Resultados del cálculo del área de intercambio tras la corrección de  $F_T$ .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

(\*) En la tabla anterior, los tramos marcados con el asterisco han sido corregidos.

Como, al corregir el valor de  $F_T$  del tramo 4, hemos obtenido un valor fuera del rango correcto, deshacemos la corrección, tomando de nuevo el valor de  $F_T$  que obtuvimos en la **tabla 4.35**. Así que, en este caso, no ha cambiado nada los valores de  $F_T$ , por lo que obtenemos en la **tabla 4.36** tenemos el mismo área de transferencia que en la tabla anterior.

Recordamos que en el tramo 3 los intercambiadores actuales de la unidad de Craqueo Térmico tiene un sobre espesor 3 mm por corrosión. Así que, para realizar el cálculo del coste de la red obtenida mediante el *Análisis Pinch*, tendremos en cuenta este sobre espesor y las duras condiciones a las que están sometidos estos intercambiadores (ya que por sus tubos circula producto del fondo de la torre, que es muy viscoso y está a muy alta temperatura), por lo que en el tramo 3 de nuestro estudio, usaremos la **ecuación 3.66** que vimos anteriormente, aumentando el área de ese tramo.

De modo que, aplicando los parámetros que vimos en la **tabla 4.21** a las **ecuaciones 3.65 y 3.67**, vistas anteriormente, obtenemos:

$$\phi = \left( \frac{450}{575} \right)^{\frac{1}{i}} \cdot \left( \frac{4.526,41}{8} \right)^{1-\frac{1}{i}} = 0,783$$

$$A_3^* = \sum_{k=1}^K \frac{1}{\Delta T_{ML_K}} \cdot \left( \sum_i \frac{q_i}{\phi_i \cdot h_i} + \sum_j \frac{q_j}{\phi_j \cdot h_j} \right) = \frac{A_3}{\phi} = \frac{3.781,99}{0,783} = 4.832,54 \text{ m}^2$$

$$C.Red = 8 \times \left[ 26.500 + 730 \times \left( \frac{5.576,96}{8} \right)^1 \right] \times 0,71 \frac{\text{euros}}{\$} \times 1,07 = 3.253.932,80 \text{ €}$$

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Así que, el coste total de la red de intercambiadores (aplicándole un 7% de IVA) es de 3.253.932,80 €. Este coste se trata del *coste fijo* que supone implantación de la red de intercambiadores. Si sumamos a este coste el *coste variable* antes calculado, que se trata del coste que supone el consumo de *utilities* como energía, y que era de 1.098.026,98 €, obtenemos un coste total, para  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C, de 4.351.959,78 €.

En la **tabla 4.37** resumimos todos los resultados obtenidos del análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C, para posteriormente, pasar al análisis del problema para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.

	caliente	frío
<b>PUNTO PINCH</b>	<b>365 °C</b>	<b>345 °C</b>
	<b>Aporte (kcal/h)</b>	<b>Coste (€/año)</b>
<b>Humos combustión</b>	<b>10.527.187,50</b>	<b>955.548,13</b>
<b>Agua refrigeración</b>	<b>11.510.961,76</b>	<b>142.478,85</b>
	<b>COSTE VARIABLE (€)</b>	<b>1.098.026,98</b>
<b>Área total intercambio (m<sup>2</sup>)</b>		<b>4.526,41</b>
<b>Nº intercambiadores en serie</b>		<b>8</b>
	<b>COSTE FIJO (€)</b>	<b>3.253.932,80</b>
	<b>COSTE TOTAL (€) *</b>	<b>4.351.959,78</b>

Tabla 4.37. Resultados obtenidos del análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C.

\* Coste total referido a un año.

## ANÁLISIS PINCH PARA $\Delta T_{\min} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$

Al igual que hicimos anteriormente para los casos anteriores, utilizaremos el primer método de ajuste de temperaturas, quedándonos la **tabla 4.38**, que vemos a continuación:

Temperaturas modificadas ( $T^*$ )			
Corriente	$T^a$ original ( $^{\circ}\text{C}$ )	$T^a$ ajustada, $T^*$ ( $^{\circ}\text{C}$ )	Orden
<b>Quench</b>	365	335	<b><math>T_2</math></b>
	225	195	<b><math>T_3</math></b>
<b>Residuo</b>	225	195	<b>Duplicado</b>
	95	65	<b><math>T_5</math></b>
<b>Carga</b>	132	132	<b><math>T_4</math></b>
	440	440	<b><math>T_1</math></b>

Tabla 4.38. Tabla de temperaturas modificadas de las corrientes de la tabla 4.3 para  $\Delta T_{\min} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

A continuación mostramos en la **tabla 4.39** los intervalos de temperatura definidos con las temperaturas modificadas de la **tabla 4.38** y veremos las corrientes que se localizan en cada uno de ellos, para luego, en la **tabla 4.40**, calcular el incremento de entalpía de cada intervalo.



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

T <sup>a</sup> ficticia T* (°C)	Intervalo T <sub>i-1</sub> - T <sub>i</sub> (°C)	Corrientes		
		Quench (Q)	Residuo (R)	Carga (C)
T <sup>*</sup> <sub>1</sub> = 440				
T <sup>*</sup> <sub>2</sub> = 335	ΔT <sub>1-2</sub> = 105	↓		↑
T <sup>*</sup> <sub>3</sub> = 195	ΔT <sub>2-3</sub> = 140	↓		↑
T <sup>*</sup> <sub>4</sub> = 132	ΔT <sub>3-4</sub> = 63		↓	↑
T <sup>*</sup> <sub>5</sub> = 65	ΔT <sub>4-5</sub> = 67		↓	

Tabla 4.39. Intervalos de temperatura del problema.

De modo que, realizando los cálculos con la **expresión 3.5**, que vimos anteriormente, obtenemos la **tabla 4.40**, tomando los valores de poder calorífico de cada corriente de la **tabla 4.3**.

T* (°C)	ΔT <sub>i</sub> (°C)	Σ CP <sub>Calientes</sub> - Σ CP <sub>Frias</sub>	ΔH <sub>i</sub> (kcal/h)	
T <sup>*</sup> <sub>1</sub> = 440				
T <sup>*</sup> <sub>2</sub> = 335	ΔT <sub>1-2</sub> = 105	CP <sub>Q</sub> -CP <sub>C</sub>	-11.635.312,50	<i>Déficit de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>3</sub> = 195	ΔT <sub>2-3</sub> = 140	CP <sub>Q</sub> -CP <sub>C</sub>	6.547.461,76	<i>Exceso de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>4</sub> = 132	ΔT <sub>3-4</sub> = 63	CP <sub>R</sub> -CP <sub>C</sub>	-655.593,75	<i>Déficit de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>5</sub> = 65	ΔT <sub>4-5</sub> = 67	CP <sub>R</sub>	6.727.218,75	<i>Exceso de energía</i>
		ΔH <sub>i</sub> TOTAL (kcal/h)	983.774,26	

Tabla 4.40. Incremento de entalpía de cada intervalo de temperatura del problema.

Como vemos en la **tabla 4.40**, tenemos un exceso total de energía de 983.774,26 kcal/h, que es exactamente igual a lo que obtuvimos en los casos anteriores de este estudio.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Entonces, a partir de los resultados obtenidos en la **tabla 4.40**, mostramos, en la **tabla 4.41**, el *diagrama de cascada* del problema, que corrigiendo el efecto que viola la *Segunda Ley de la Termodinámica*, nos hace obtener la última columna de esta tabla.

$T^*$ (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)	$\Delta H_i$ corregido (kcal/h)	
$T_1^* = 440$	0	11.635.312,50	<i>Energía a aportar como calefacción</i>
$T_2^* = 335$	-11.635.312,50	0	<b>PUNTO PINCH</b>
$T_3^* = 195$	-5.087.850,74	6.547.461,76	
$T_4^* = 132$	-5.743.444,49	5.891.868,01	
$T_5^* = 65$	983.774,26	12.619.086,76	<i>Energía a retirar como refrigeración</i>

**Tabla 4.41.** Diagrama de cascada de calor del problema.

En la **figura 4.13** vemos la *gran curva compuesta* que obtenemos a partir del *diagrama de cascada* de la **tabla 4.41**, en la cual observamos la existencia de un *pocket* de recuperación de calor por debajo del *punto pinch*, que minimiza el calor a retirar del proceso, es decir, disminuye las necesidades mínimas  $Q_c$ , disminuyendo el consumo de agua de refrigeración y racionalizando el funcionamiento de los paquetes de aerorrefrigerantes de la corriente de residuo que se envía a tanque.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

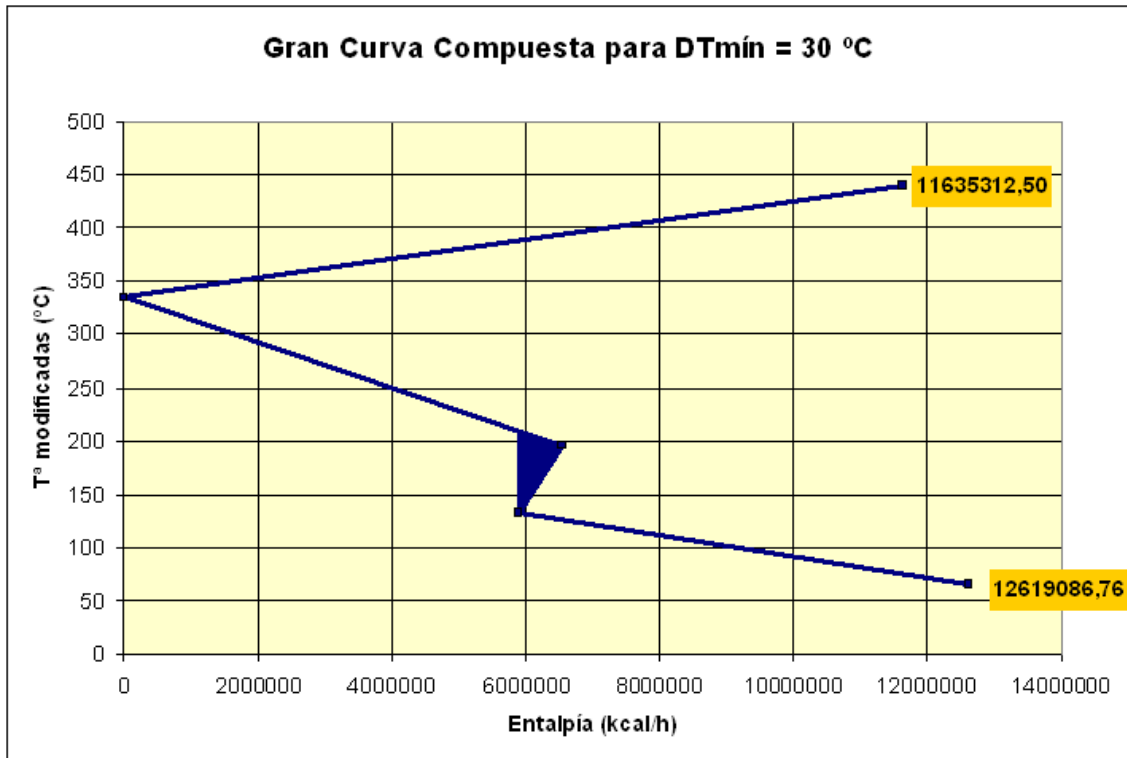


Figura 4.13. Gran curva compuesta del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

En la **tabla 4.42**, que vemos a continuación, mostramos las conclusiones obtenidas del estudio energético realizado a nuestro problema, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ :

<b>Energía mínima a aportar como calefacción</b>		<b>11.635.312,50 kcal/h</b>
<b>Energía mínima a retirar como refrigeración</b>		<b>12.619.086,76 kcal/h</b>
<b>PUNTO PINCH</b>	<b>ficticio</b>	<b>335 °C</b>
	<b>caliente</b>	<b>365 °C</b>
	<b>frío</b>	<b>335 °C</b>

Tabla 4.42. Resultados energéticos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

A continuación vamos a construir la *curva compuesta* del problema. Para ello, primero aplicaremos la **ecuación 3.5** que vimos anteriormente, pero en este caso diferenciando las corrientes calientes y frías y con las temperaturas reales (ajustes desechos). En la **tabla 4.43** mostramos los resultados obtenidos:

$\Delta T_i$ (°C)	T <sub>Frías</sub> (°C)	$\Delta H_j$ (kcal/h)	T <sub>Calientes</sub> (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)
	T <sub>1</sub> = 65		T <sub>1</sub> = 95	
$\Delta T_{1-2} = 67$	T <sub>2</sub> = 132	0	T <sub>2</sub> = 162	6.727.218,75
$\Delta T_{2-3} = 63$	T <sub>3</sub> = 195	6.981.187,50	T <sub>3</sub> = 225	6.325.593,75
$\Delta T_{3-4} = 140$	T <sub>4</sub> = 335	15.513.750,00	T <sub>4</sub> = 365	22.061.211,76
$\Delta T_{4-5} = 105$	T <sub>5</sub> = 440	11.635.312,50	T <sub>5</sub> = 470	0

**Tabla 4.43. Diferencias de entalpía de cada intervalo de temperatura.**

A continuación, se acumulan los incrementos de entalpías, para cada tipo de corriente, ya sea caliente o fría, para preparar los datos a graficar. Las corrientes calientes comienzan con una entalpía acumulada de 0 kcal/h a la temperatura más baja (95 °C), mientras que a las corrientes frías se les agrega la cantidad mínima de refrigeración a todos los valores de entalpía, lo que ocasiona que la curva fría se ubique por debajo de la caliente a una distancia vertical igual a  $\Delta T_{\min}$  en algún punto del diagrama temperatura-entalpía, el cual representa el *punto pinch*, que debe coincidir con lo obtenido analíticamente en la **tabla 4.42**. En la **tabla 4.44** vemos las entalpías acumuladas en cada tramo de temperatura, valores que no servirán para dibujar la *curva compuesta* de las corrientes del problema, que podremos ver más adelante en la **figura 4.14**.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$T_{\text{Frías}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta H_j$ (kcal/h)	$T_{\text{Calientes}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta H_i$ (kcal/h)
$T_1 = 75$		$T_1 = 95$	0
$T_2 = 132$	12.619.086,76	$T_2 = 152$	6.727.218,75
$T_3 = 205$	19.600.274,26	$T_3 = 225$	13.052.812,5
$T_4 = 345$	<b>35.114.024,26</b>	$T_4 = 365$	<b>35.114.024,26</b>
$T_5 = 440$	46.749.336,76	$T_5 = 460$	

Tabla 4.44. Diferencias de entalpía acumuladas en cada intervalo de temperatura.

Podemos demostrar que los resultados obtenidos en esta tabla cuadran si al restar la energía máxima de la columna de corrientes frías menos la de la columna de corrientes calientes obtenemos la energía necesaria para calentar las corrientes frías con servicios auxiliares. Vemos que los resultados si cuadran:

$$46.749.336,76 - 35.114.024,26 = 11.635.612,50 \text{ kcal/h}$$

De la **tabla 4.44** también podemos ver que la entalpía acumulada en las *temperaturas pinch*, tanto para la corriente caliente como para la fría, son iguales, lo que significa que en la *curva compuesta* estas dos temperaturas estarán en una línea recta vertical a 35.114.024,26 kcal/h de entalpía, diferenciadas verticalmente por 30 °C, que es la  $\Delta T_{\text{mín}}$ . Por lo que será en ese punto donde se de la menor diferencia de temperatura entra las corrientes caliente y fría. Notar de nuevo que la entalpía donde se encuentra la mínima diferencia de temperatura entre las *supercurvas* caliente y fría, que en este caso es de 30 °C, es exactamente la misma que para los casos de diferencia de temperatura mínima de 10 °C y 20 °C.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

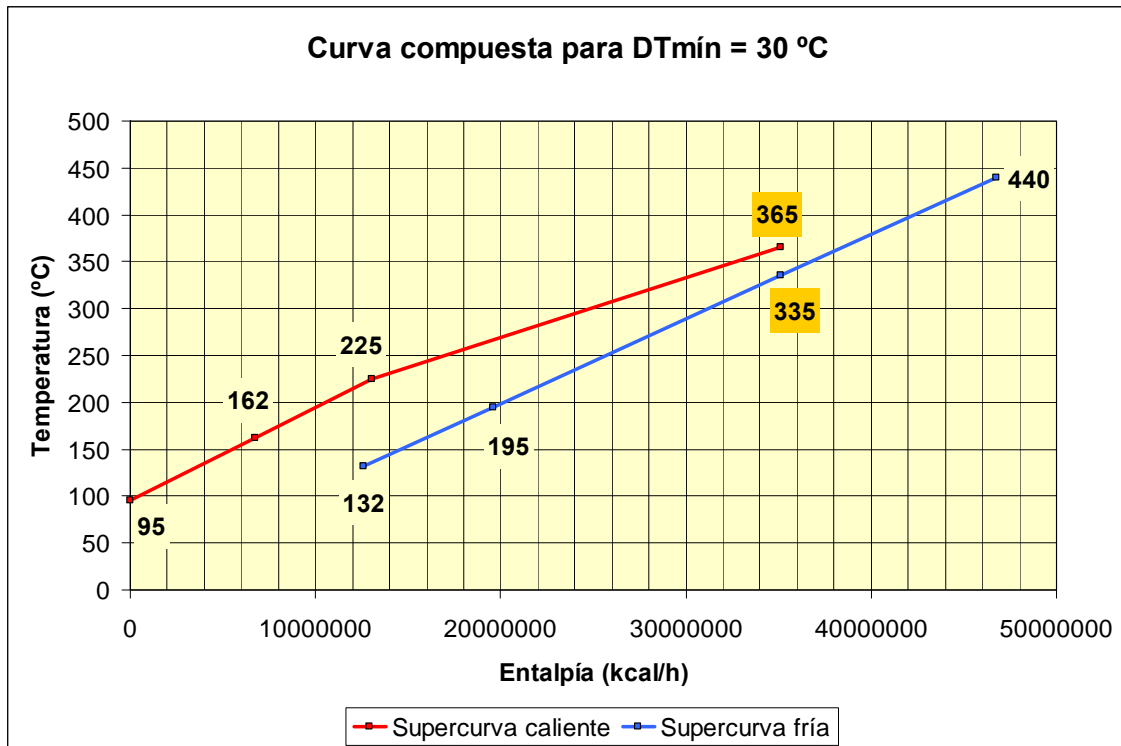


Figura 4.14. Curva compuesta del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

El excedente de energía de la *supercurva* caliente, para el cual, no hay una contraparte de la curva compuesta fría, debe procesarse con servicios auxiliares de refrigeración (agua de refrigeración y aire), como vimos analíticamente mediante el diagrama de cascada de proceso, obteniendo la cantidad mínima de enfriamiento (12.619,09 Mcal/h). Igualmente, la parte de las corrientes frías que excede energéticamente a la terminación de la curva compuesta caliente indica que no existen corrientes de proceso calientes suficientes para integrarse con esta parte de la curva compuesta fría, y por lo tanto debe tratarse con servicios auxiliares de calentamiento (humos de combustión), que como obtuvimos en el diagrama de cascada de proceso, representa la cantidad mínima de calor a suministrar (11.635,31 Mcal/h). Así que, interpretando el diagrama obtenido, leemos que el punto máximo de acercamiento vertical entre las dos curvas, equivalente a una  $\Delta T_{\min}$  de  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ , representa el *punto pinch* del proceso, siendo  $335\text{ }^{\circ}\text{C}$  para las corrientes frías, y  $365\text{ }^{\circ}\text{C}$  para las corrientes calientes; la distancia horizontal entre los extremos de las curvas en la parte baja de temperatura representa cantidad mínima de enfriamiento de 12.619,09 Mcal/h, y la distancia horizontal entre los dos extremos de las curvas en la parte alta de temperatura representa la cantidad mínima de calentamiento de 11.635,31 Mcal/h.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Así que, como hemos visto, a partir de un balance de energía y con la posterior construcción del *diagrama de cascada* hemos obtenido el *punto de pliegue* o *punto pinch* divide a la red en dos zonas:

- Una zona por debajo del *punto pinch*, en la que encontramos la *supercurva caliente*, que al igual que para los casos anteriores, va desde una temperatura de 365 °C (*temperatura pinch caliente*) a 95 °C, en dirección hacia la izquierda en la *curva compuesta*, tal y como vemos en la **figura 4.14**, y la *supercurva fría*, que va desde 132 °C hasta 335 °C (*temperatura pinch fría*), en dirección hacia la derecha en la *curva compuesta* de la misma figura.
- Una zona por encima del *punto pinch*, en la que encontramos solamente la *supercurva fría* (ya que el *punto pinch* coincide en un extremo de la *supercurva caliente*). La *supercurva fría* va desde una temperatura de 335 °C a 440 °C y continúa en dirección hacia la derecha en la *curva compuesta*, tal y como vemos en la misma **figura 4.14**.

A continuación la *curva compuesta* del proceso puede completarse incluyendo los niveles de temperatura de los servicios auxiliares o *utilities* disponibles de calentamiento y de enfriamiento. En la **tabla 4.45** vemos los datos termodinámicos de estas dos corrientes de servicios auxiliares:

<i>Utilities</i>	T <sub>s</sub> (°C)	T <sub>o</sub> (°C)	C <sub>p</sub> (kcal/kg°C)	$\dot{m}$ (kg/h)	CP (kcal/h·°C)
<b>Humos de combustión</b>	1.000	400	0,291	66.639,82	19.392,19
<b>Agua refrigeración</b>	20	50	1	420.636,23	420.636,23

**Tabla 4.45. Datos termodinámicos de las corrientes de servicios auxiliares del problema.**

Por lo tanto, la *curva compuesta balanceada* que se obtiene es la que vemos en la **figura 4.15**, donde los servicios auxiliares cierran el diagrama completamente, de tal forma que toda la línea de la curva compuesta caliente tiene una contraparte fría para ceder calor.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

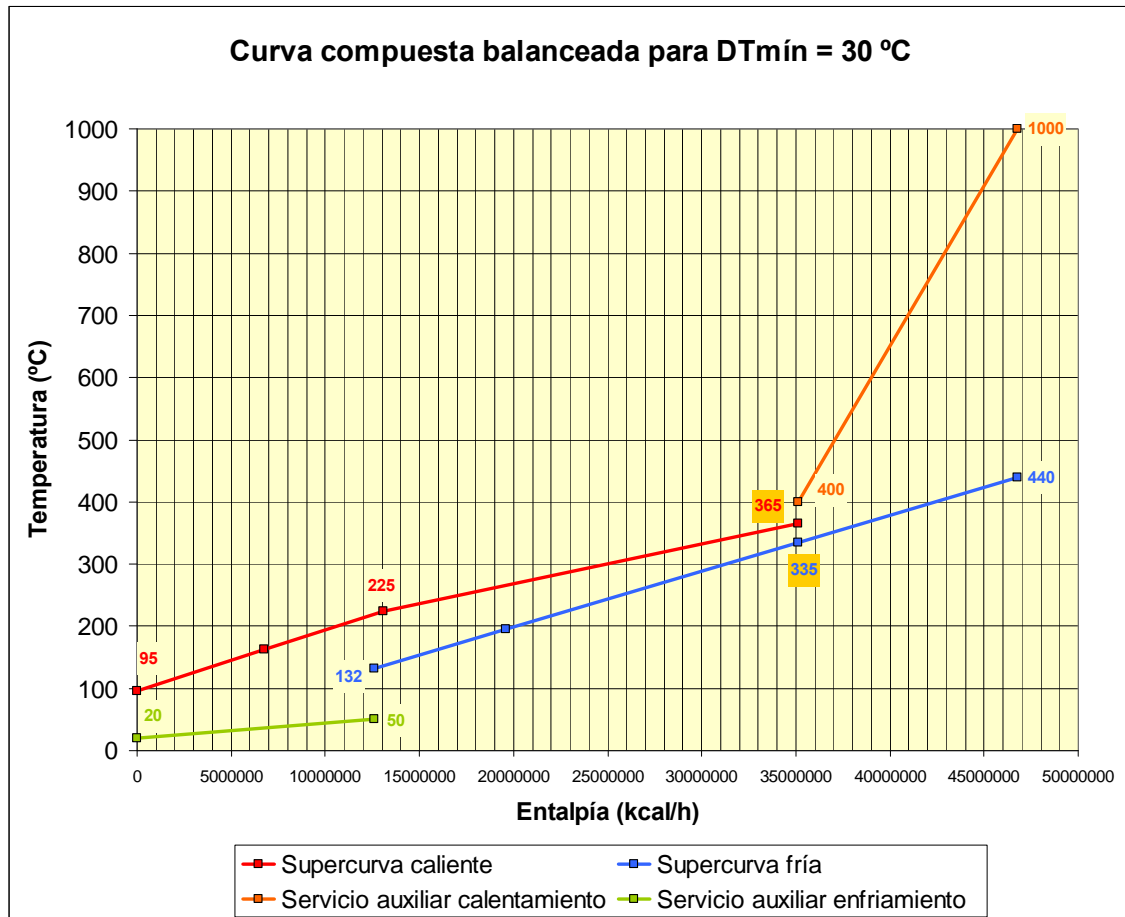


Figura 4.15. Curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Las *curvas compuestas* nos indican cuáles son las necesidades energéticas del proceso, pero no cómo cubrirlas. Esta es la principal aplicación de las *grandes curvas compuestas*. Estas curvas se usan para seleccionar los servicios auxiliares, tanto de refrigeración como de calentamiento más adecuados. Entonces, en la **figura 4.16** vemos la *gran curva compuesta balanceada* del problema, que se obtiene al representar gráficamente el *diagrama de cascada* de calor, introduciendo los servicios auxiliares de los que disponemos en el proceso, para ver si esta elección de *utilities* es correcta.



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

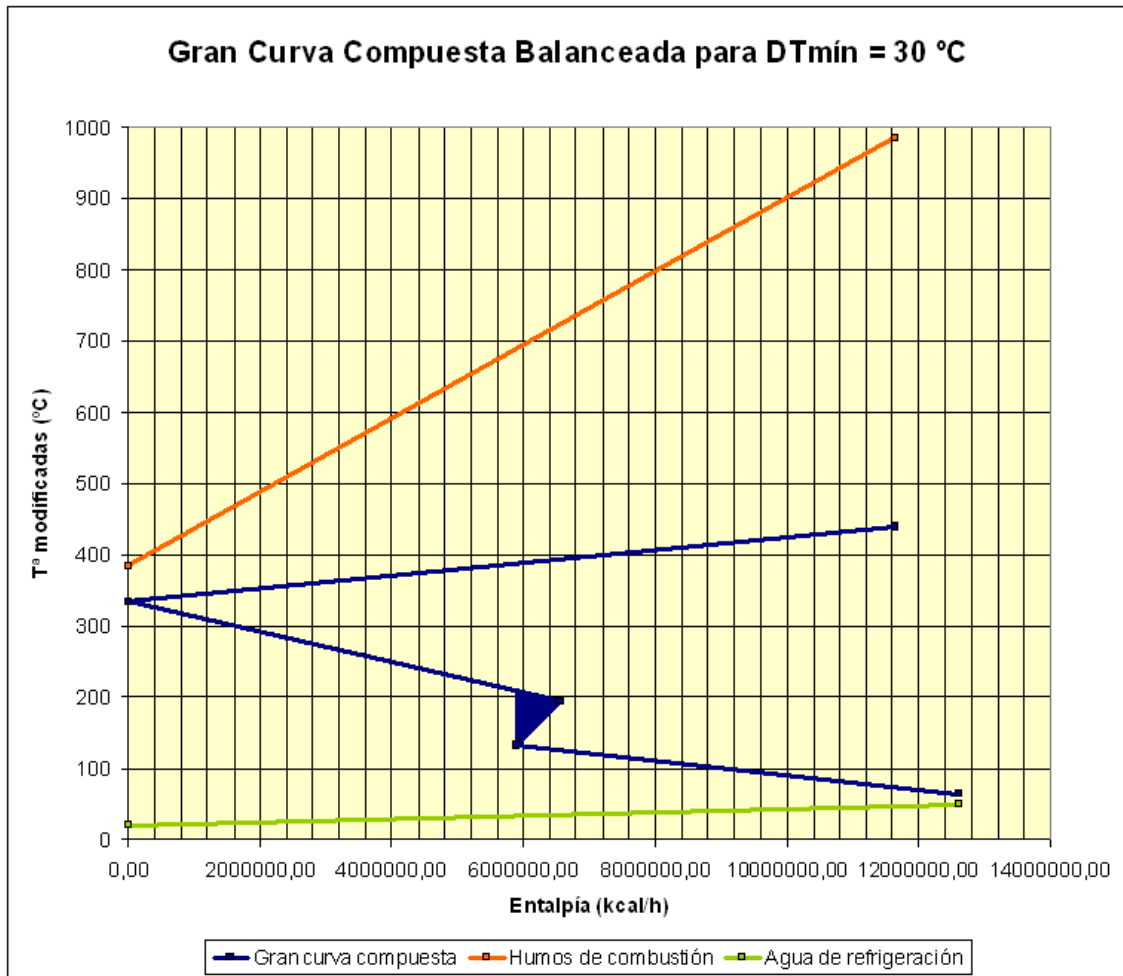


Figura 4.16. Gran curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.

Una vez conocidos los requerimientos energéticos del proceso, además de los costes que suponen los servicios auxiliares utilizados, podemos entonces calcular los costes variables del proceso:

- Coste de generación de humos de combustión:

$$\text{CosteGeneración} = 110.000 \frac{\$}{\text{MW} \cdot \text{año}} \times 0,71 \frac{\text{Euros}}{\$} \times \frac{4,184}{3.600.000} \frac{\text{MW}}{\text{kcal} / \text{h}} \times 11.635.312,50 = 1.056.132,14 \frac{\text{Euro}}{\text{año}}$$

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

- Coste de agua de refrigeración:

$$Coste_{Agua} = 15.000 \frac{\$}{MW \cdot \text{año}} \times 0,71 \frac{\text{Euros}}{\$} \times \frac{4,184}{3.600.000} \frac{MW}{kcal/h} \times 12.619.086,76 = 156.194,85 \frac{\text{Euro}}{\text{año}}$$

A continuación, en la tabla 4.46 englobamos todos los resultados obtenidos hasta el momento, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.

Humos de combustión		Agua de refrigeración		PUNTO PINCH	
Aporte (kcal/h)	Coste (€/año)	Aporte (kcal/h)	Coste (€/año)	caliente	frío
11.635.312,50	1.056.132,14	12.619.086,76	156.194,85	365 °C	335 °C

Tabla 4.46. Resultados energéticos y económicos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.

Como explicamos en el **capítulo 3**, y aplicamos anteriormente para los valores de  $\Delta T_{\min}$  de 10 y 20 °C, para calcular el área de la red de intercambiadores a partir de la *curva compuesta balanceada* (**figura 4.15**), el primer paso es dividir esta curva en tramos verticales de entalpías. Estos tramos verticales de entalpía, se marcan en el cambio de pendiente de las curvas compuestas caliente y fría, como se muestra en la **figura 4.17**, en la que la curva se divide en 4 tramos verticales de entalpía.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

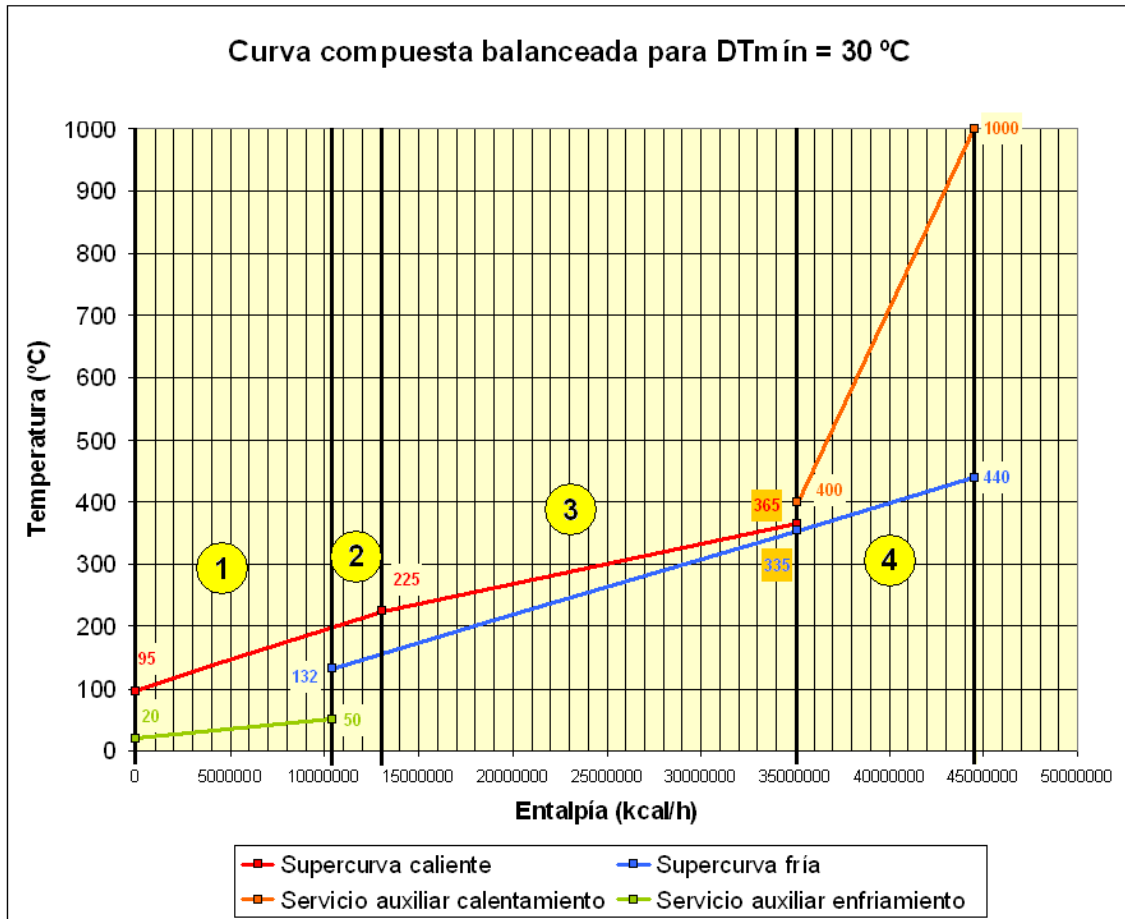


Figura 4.17. Curva compuesta balanceada del problema dividida en 4 tramos verticales de entalpía.

A continuación, en la **tabla 4.47**, mostramos las temperaturas extremas de las corrientes caliente y fría de cada tramo de entalpía:

Tramos de entalpía	T <sup>a</sup> entrada caliente ( $^{\circ}\text{C}$ )	T <sup>a</sup> salida caliente ( $^{\circ}\text{C}$ )	T <sup>a</sup> entrada fría ( $^{\circ}\text{C}$ )	T <sup>a</sup> salida fría ( $^{\circ}\text{C}$ )
1	220,7	95	20	50
2	225	220,7	132	135,9
3	365	225	135,9	335
4	1.000	400	335	440

Tabla 4.47. Temperaturas extremas de cada tramo de entalpía de la curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Y en la **tabla 4.48** mostramos todos los datos que necesitamos para el cálculo del área de transferencia de la red, a partir de la **ecuación 3.20**, que recordamos anteriormente.

Tramo	Corriente	Tipo	T <sup>a</sup> ent. (°C)	T <sup>a</sup> sal. (°C)	CP (kcal/h·°C)	h (kcal/h·m <sup>2</sup> ·°C)
1	Residuo	Caliente	220,7	95	100.406,25	340
	Agua Ref.	Fría	20	50	420.636,23	39.000
2	Residuo	Caliente	225	220,7	100.406,25	340
	Carga	Fría	132	135,9	110.812,50	200
3	Quench	Caliente	365	225	157.580,08	1.000
	Carga	Fría	135,9	335	110.812,50	200
4	Humos	Caliente	1.000	400	19.392,19	4.900
	Carga	Fría	335	440	110.812,50	200

**Tabla 4.48. Datos termodinámicos de las corrientes de cada uno de los tramos.**

Por lo tanto, aplicando la **ecuación 3.20** para cada uno de los tramos verticales de entalpía, obtenemos el área total de intercambio de calor necesario en la red, que mostramos en la siguiente **tabla 4.49**:

Tramo	$\Delta T_1$ (°C)	$\Delta T_2$ (°C)	$\Delta T_{ML}$	$\Sigma(q_i/h_i)$ (m <sup>2</sup> )	$\Sigma(q_j/h_j)$ (m <sup>2</sup> )	$A_k$ (m <sup>2</sup> )
1	170,7	75,0	116,4	37.114,96	323,57	321,76
2	89,1	88,7	88,9	1275,66	2.168,63	38,75
3	30,0	89,1	54,3	22.061,21	110.306,06	2.438,30
4	560,0	65,0	229,9	2.374,55	58.176,56	263,43
						<b>3.062,24</b>

**Tabla 4.49. Resultados del cálculo del área de intercambio de calor de la red.**

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Pero el valor de área que hemos obtenido aún no es el definitivo, ya que, como explicamos anteriormente, en los intercambiadores de carcasa y tubo tipo 1-2 o *intercambiadores multipaso*, debido a que no todo el flujo es en contracorriente, la media logarítmica de temperaturas efectiva es menor que la calculada, por lo que, para hallarla, se emplea el factor  $F_T$ . Así que, a partir de las ecuaciones que recordamos anteriormente, calculamos este factor y lo aplicamos al área de transferencia obtenido anteriormente en la **tabla 4.49**, para obtener el área final de intercambio de calor de la red. En la **tabla 4.50** mostramos los cálculos realizados para ello.

Tramos	$R$	$P_{N-2N}$	$W_k$	$N_k$	$[N]_k$	$P_{1-2}$	$F_{1-2}$	$A_{1-2}(\text{m}^2)$
1	4,189	0,149	0,254	0,600	1	0,149	0,950	338,72
2	1,104	0,042	0,896	0,042	1	0,042	1,000	38,76
3	0,703	0,869	1,475	2,803	3	0,596	0,788	3.095,28
4	5,714	0,158	0,208	1,372	2	0,123	0,945	278,83
					7			3.751,59

**Tabla 4.50. Resultados del cálculo del área que supone el intercambio de calor con intercambiadores tipo 1-2 en serie.**

Así que, una vez obtenida el área total de transferencia de calor de la red, debemos corregir los valores de  $F_T$  que no estén comprendidos entre 0,8 y 0,93, tal y como hicimos anteriormente. Al igual que en los análisis anteriores, vemos que los dos primeros tramos no podemos corregirlos, ya que no podemos disminuir el número de intercambiadores en estos tramos, puesto que disponen de un solo intercambiador. En cambio, a priori, si podemos corregir los valores de  $F_T$  de los tramos 3 y 4, aumentando en una unidad el número de intercambiadores en serie del tramo 3 y disminuyendo en una unidad el número de intercambiadores en serie del tramo 4. En la **tabla 4.51** mostramos los resultados obtenidos de la corrección del factor  $F_T$ .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Tramo	$[N]_k$ corregido	$P_{1-2}$ corregido	$F_{1-2}$ corregido	$A_{1-2}$
1	1	0,149	0,950	338,72
2	1	0,042	1,000	38,76
3 (*)	4	0,513	0,892	2.734,29
4 (*)	1	0,158	0,609	----
4	2	0,123	0,945	278,83
	8			3.390,60

Tabla 4.51. Resultados del cálculo del área de intercambio tras la corrección de  $F_T$ .

(\*) Los tramos marcados con el asterisco han sido corregidos.

Como, al corregir el valor de  $F_T$  del tramo 4, hemos obtenido un valor fuera del rango correcto, deshacemos la corrección, tomando de nuevo el valor de  $F_T$  que obtuvimos en la **tabla 4.50**.

Recordamos que en el tramo 3 los intercambiadores actuales de la unidad de *Craqueo Térmico* tiene un sobre espesor 3 mm por corrosión. Así que, para realizar el cálculo del coste de la red obtenida mediante el *Análisis Pinch*, tendremos en cuenta este sobre espesor y las duras condiciones a las que están sometidos estos intercambiadores (ya que por sus tubos circula producto del fondo de la torre, que es muy viscoso y está a muy alta temperatura), por lo que en el tramo 3 de nuestro estudio, usaremos la **ecuación 3.66** que vimos anteriormente, aumentando el área de ese tramo.

De modo que, aplicando los parámetros que vimos en la **tabla 4.21** a las **ecuaciones 3.65 y 3.67**, vistas anteriormente, obtenemos:

$$\phi = \left( \frac{450}{575} \right)^{\frac{1}{1}} \cdot \left( \frac{3.390,60}{8} \right)^{1-\frac{1}{1}} = 0,783$$

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$$A_3^* = \sum_{k=1}^K \frac{1}{\Delta T_{ML_K}} \cdot \left( \sum_i^I \frac{q_i}{\phi_i \cdot h_i} + \sum_j^J \frac{q_j}{\phi_j \cdot h_j} \right) = \frac{A_3}{\phi} = \frac{2.734,29}{0,783} = 3.493,82 \text{ m}^2$$

$$C.Red = 8 \times \left[ 26.500 + 730 \times \left( \frac{4.150,13}{8} \right)^1 \right] \times 0,71 \frac{\text{euros}}{\$} \times 1,07 = 2.462.638,25 \text{ €}$$

Así que, el coste total de la red de intercambiadores (aplicándole un 7% de IVA) es de 2.462.638,25 €. Este coste se trata del *coste fijo* que supone implantación de la red de intercambiadores. Si sumamos a este coste el *coste variable* antes calculado, que se trata del coste que supone el consumo de *utilities* como energía, y que era de 1.212.326,99 €, obtenemos un coste total, para  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C, de 3.674.965,24 €.

En la **tabla 4.52** resumimos todos los resultados obtenidos del análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.

	caliente	frío
<b>PUNTO PINCH</b>	<b>365 °C</b>	<b>335 °C</b>
	<b>Aporte (kcal/h)</b>	<b>Coste (€/año)</b>
<b>Humos combustión</b>	<b>11.635.312,50</b>	<b>1.056.132,14</b>
<b>Agua refrigeración</b>	<b>12.619.086,76</b>	<b>156.194,85</b>
	<b>COSTE VARIABLE (€)</b>	<b>1.212.326,99</b>
<b>Área total intercambio (m<sup>2</sup>)</b>		<b>3.390,60</b>
<b>Nº intercambiadores en serie</b>		<b>8</b>
	<b>COSTE FIJO (€)</b>	<b>2.462.638,25</b>
	<b>COSTE TOTAL (€) *</b>	<b>3.674.965,24</b>

Tabla 4.52. Resultados obtenidos del análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.

\* Coste total referido a un año.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Una vez realizado el análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C, ya hemos finalizado los 3 estudios que al principio de este problema indicamos. A continuación, en la **tabla 4.53**, comparamos los resultados obtenidos en cada estudio, para ver si fuera necesario algún estudio más de este problema con otro valor de  $\Delta T_{\min}$ .

	$\Delta T_{\min} = 10\text{ °C}$	$\Delta T_{\min} = 20\text{ °C}$	$\Delta T_{\min} = 30\text{ °C}$
<b><math>Q_H</math> (kcal/h)</b>	9.419.062,50	10.527.187,50	11.635.312,50
<b><math>Q_C</math> (kcal/h)</b>	10.402.836,76	11.510.961,76	12.619.086,76
<b>Coste <math>Q_H</math> (€/año)</b>	854.964,12	955.548,13	1.056.132,14
<b>Coste <math>Q_C</math> (€/año)</b>	128.762,85	142.478,85	156.194,85
<b>Coste variable total (€/año)</b>	983.726,96	1.098.026,98	1.212.326,99
<b><math>A_{1-2}</math> (m<sup>2</sup>)</b>	6.021,83	4.526,41	3.390,60
<b><math>N_{1-2}</math></b>	10	8	8
<b>Coste fijo total (€)</b>	4.334.031,54	3.253.932,80	2.462.638,25
<b>COSTE TOTAL AÑO (€)</b>	5.317.758,50	4.351.959,78	3.674.965,24

**Tabla 4.53. Comparación de resultados obtenidos de distintos estudios al problema.**

Con los resultados obtenidos demostramos lo explicado anteriormente en el **capítulo 3**. Conforme aumentamos la diferencia mínima de temperatura, mayores son también los requerimientos energéticos que necesitamos, tanto de calefacción como de refrigeración, aumentando sí los costes variables del problema. En cambio, a mayor diferencia de temperatura mínima, menor es el área de transferencia de calor necesaria de la red, con lo que disminuyen también los costes fijos.

En cuanto al coste total del estudio, vemos que conforme aumentamos la diferencia mínima de transferencia de calor, disminuye el coste total del proyecto. Para los 3 casos estudiados (10, 20 y 30 °C) no hemos concluido un mínimo en la curva de costes totales, ya que va decreciendo conforme aumentamos el valor de  $\Delta T_{\min}$ . Por lo tanto, necesitamos más valores de estudio de  $\Delta T_{\min}$ , para ver si en algún momento la



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

curva de costes totales comienza a aumentar, formando un mínimo, o si sigue disminuyendo. Los valores que vamos a someter a estudio son  $\Delta T_{\min} = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$  y  $\Delta T_{\min} = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$  y  $\Delta T_{\min} = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$ , cuyos resultados vemos a continuación en la **tabla 4.54**, donde aparecen los resultados de todos los valores de estudio de  $\Delta T_{\min}$ .

$\Delta T_{\min} \rightarrow$	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C
<b>Punto pinch (°C)</b>	365 - 355	365 - 345	365 - 335	365 - 325	365 - 315	365 - 305
<b><math>Q_H</math> (Mcal/h)</b>	9.419,06	10.527,19	11.635,31	12.743,44	13.851,56	14.959,69
<b><math>Q_C</math> (Mcal/h)</b>	10.402,84	11.510,96	12.619,09	13.727,21	14.835,34	15.943,46
<b>Coste <math>Q_H</math> (M€/año)</b>	0,855	0,955	1,056	1,157	1,257	1,358
<b>Coste <math>Q_C</math> (M€/año)</b>	0,129	0,142	0,156	0,170	0,184	0,197
<b>C. V. total (M€/año)</b>	0,984	1,098	1,212	1,327	1,441	1,555
<b><math>A_{1-2}</math> (m<sup>2</sup>)</b>	6.021,83	4.526,41	3.390,60	2.780,15	2.657,98	2.355,27
<b><math>N_{1-2}</math></b>	10	8	8	7	6	6
<b>C. F. total (M€)</b>	4,334	3,254	2,463	1,999	1,889	1,671
<b>C. TOTAL AÑO (M€)</b>	5,318	4,352	3,675	3,325	3,330	3,226

**Tabla 4.54. Comparación de resultados obtenidos de distintos estudios al problema.**

Viendo los resultados de la **tabla 4.53**, puede parecer que para  $\Delta T_{\min} = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$  aumentan los costes totales con respecto al anterior estudio, por lo que podríamos encontrar un mínimo a la curva de costes totales entre 40 y 50 °C. Pero en realidad no es así. Lo que ocurre es que para  $\Delta T_{\min} = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$  se realiza una corrección muy favorable

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

del factor  $F_T$ , que hace disminuir el área de transferencia de calor de la red de 3.152,35 a 2.780,15 m<sup>2</sup>, por lo que el coste total en este punto disminuye bastante. Otro dato que ayuda a concluir que no existe un mínimo en esta zona es que el coste total del siguiente estudio ( $\Delta T_{\min} = 60$  °C) sigue disminuyendo, lo que asegura que anterior a este punto no existe mínimo, ya que en el momento de que exista un mínimo en la curva de costes totales, los siguientes estudios van a dar valores de coste total mayores a ese mínimo, de forma creciente.

Cuando realicemos la simulación del problema en el programa *HX-NET* de *Aspen*, veremos más claramente que no existe mínimo en la curva de costes totales hasta el valor de estudio de  $\Delta T_{\min} = 60$  °C, ya que el programa no realiza correcciones del factor  $F_T$ , por lo que no habrá fluctuaciones en esta curva. Para aclarar más este asunto, veremos que este caso no es el único que ocurre en este problema, ya que en la **tabla 8.4** del capítulo de *Anexos* mostraremos todos los resultados de los estudios desde el valor desde  $\Delta T_{\min} = 1$  °C hasta 60°C, diferenciados en una unidad.

Así que, posteriormente a estos estudios, el siguiente paso es dibujar las curvas de costes variables, costes fijos y costes totales, con el fin de obtener el valor de  $\Delta T_{\min}$  óptimo del problema.

Como explicamos en el **apartado 3.7** del **capítulo 3**, lo normal es graficar los costes totales obtenidos para cada valor de  $\Delta T_{\min}$  frente a ese parámetro, aunque también se puede graficar, por separado, los costes energéticos y costes fijos frente a  $\Delta T_{\min}$ . Hay veces que el coste total mínimo de la curva de costes totales coincide con la intersección de las curvas de coste de energía y de costes fijos, aunque no siempre ocurre esto. En nuestro caso si coincide, porque hasta  $\Delta T_{\min} = 60$  °C las curvas de costes fijos y variables no se cruzan, aunque acercan bastante, mientras que la curva de costes totales va disminuyendo, aunque sin llegar aun al mínimo.

A continuación mostramos, en la **tabla 4.55** los costes fijos, variables y totales para cada valor de  $\Delta T_{\min}$  graficado, y en las **figuras 4.18 y 4.19** vemos las siguientes gráficas: *Costes fijos y variables vs  $\Delta T_{\min}$* , y *Costes totales vs  $\Delta T_{\min}$* .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$\Delta T_{\min}$	Costes fijos (€)	Costes variables (€/año)	Costes totales (€)
1	8.861.343,69	880.856,95	9.742.200,64
10	4.334.031,54	983.726,96	5.317.758,50
20	3.253.932,80	1.098.026,98	4.351.959,78
30	2.462.638,25	1.212.326,99	3.674.965,24
40	1.998.609,64	1.326.627,01	3.325.236,65
50	1.888.688,16	1.440.927,03	3.329.615,19
60	1.671.048,51	1.555.227,04	3.226.275,55

Tabla 4.55. Costes fijos, variables y totales de los distintos estudios al problema.

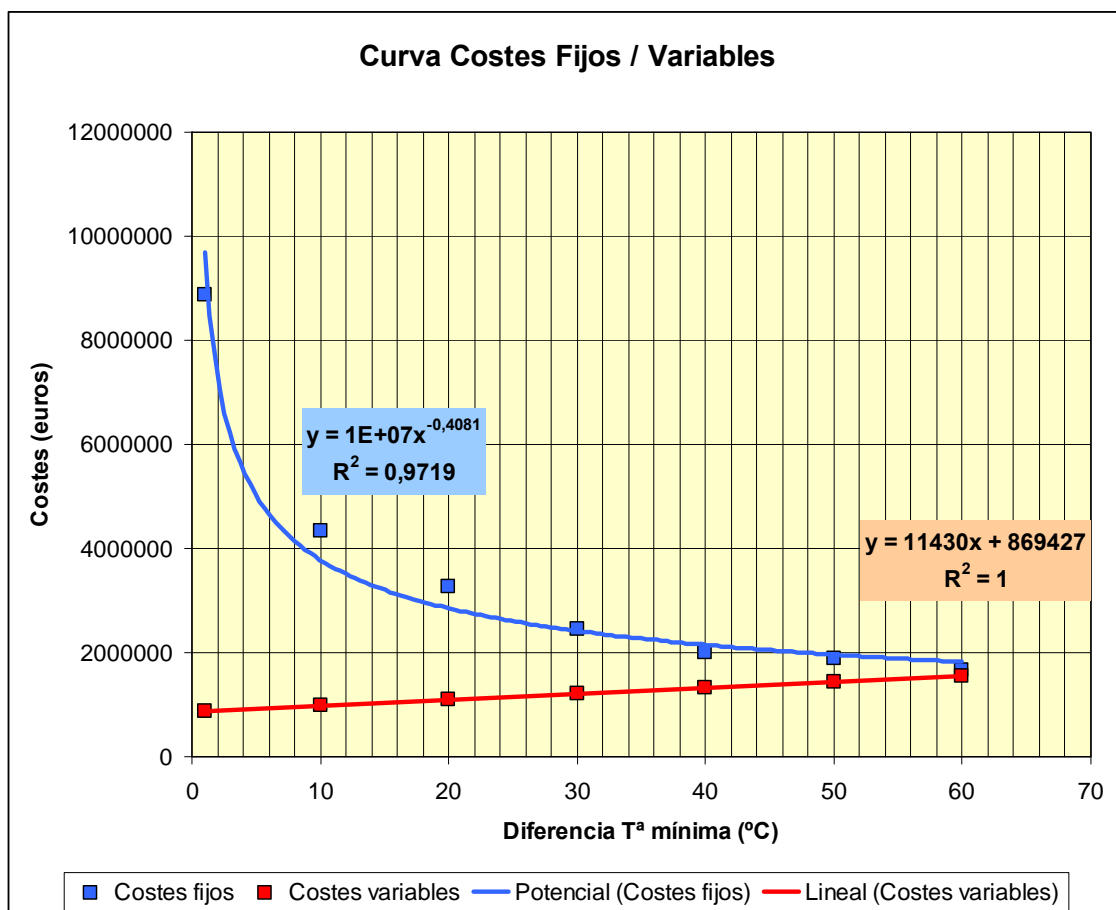


Figura 4.18. Curvas de costes fijos y variables vs  $\Delta T_{\min}$ .

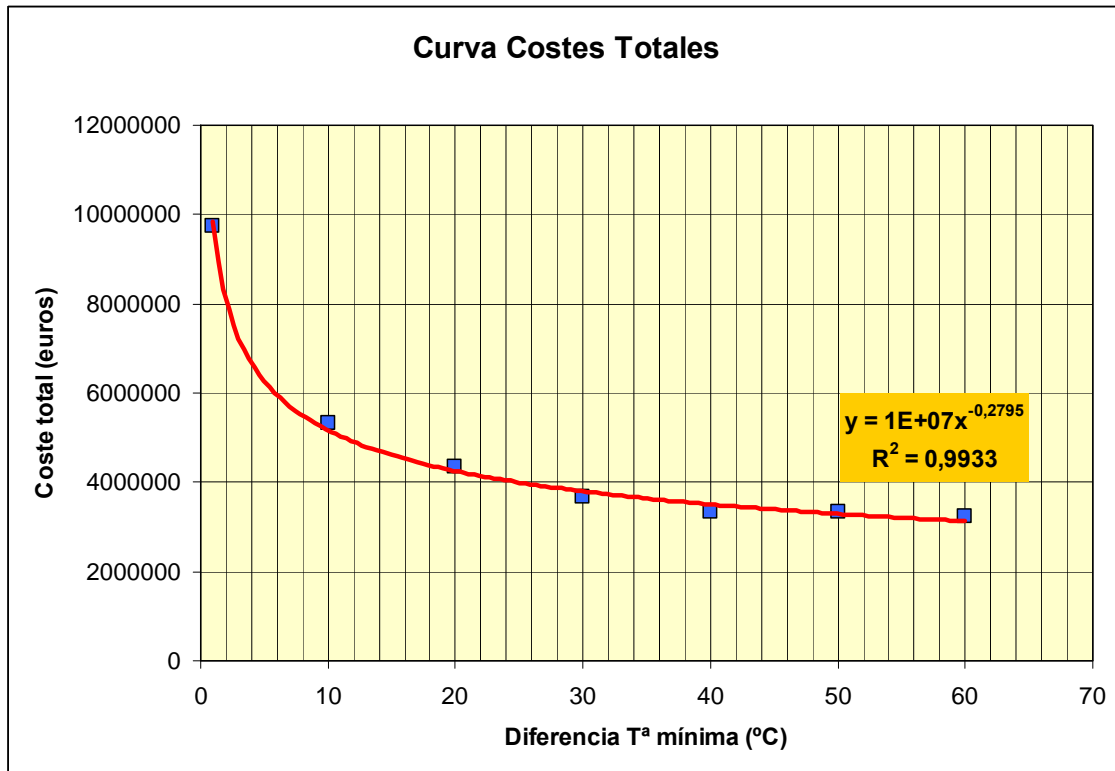


Figura 4.19. Curvas de costes totales vs  $\Delta T_{\min}$ .

Por lo tanto, el valor de  $\Delta T_{\min}$  óptimo de nuestro problema no estaría claramente definido, ya que aun necesitamos más valores de estudio para ver si en algún momento la curva de costes totales comenzara a ascender. De todos modos, no es necesario seguir graficando valores de  $\Delta T_{\min}$ , ya que el estudio que hemos realizado se trata de una *Análisis Pinch*, por lo que no es tan importante obtener un valor de  $\Delta T_{\min}$  óptimo, sino lo es más obtener un valor de  $\Delta T_{\min}$  práctico que podamos aplicar a nuestro problema.

De las gráficas anteriores, se deducen tres situaciones importantes, que ya explicamos en el **capítulo 3**, y que recordamos ahora:

- Un aumento en  $\Delta T_{\min}$  aumenta la energía requerida por servicios auxiliares, aumentando sus costes (recta ascendente de la **figura 4.18**) y reduce los costes de equipos, ya que el área de intercambio de calor requerida para cumplir los requisitos energéticos es mínima (curva de la **figura 4.18** que desciende desde un máximo a la izquierda del gráfico, hasta un mínimo a la derecha de éste).

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

- Una disminución en  $\Delta T_{\min}$  disminuye los requerimientos energéticos de servicios auxiliares, aunque por el contrario se necesitará un área de intercambio de calor mayor para satisfacer el efecto anterior, lo cual conlleva que los costes de equipos aumenten. Esto se ve en la misma **gráfica 4.18**, pero ahora moviéndonos hacia la izquierda del gráfico.
- Un  $\Delta T_{\min}$  óptimo existe donde la suma del costo anual total de energía auxiliar y del costo total de equipos se minimizan. En el caso de la **figura 4.19** no existe tal mínimo, ya que los costes totales disminuyen conforme aumenta el valor de  $\Delta T_{\min}$ .

Así que, al no tener un valor de  $\Delta T_{\min}$  óptimo, toma importancia la etapa de elección de un valor de  $\Delta T_{\min}$  práctico, que utilizaremos para el intercambio de calor. De este modo, una vez elegido el tipo de problema más favorable (ya sea el caso 1 que hemos visto en este **apartado 4.1** o el caso 2 que veremos en el **apartado 4.2** de este capítulo) procedemos al diseño de la red de intercambiadores para un valor de  $\Delta T_{\min}$  práctico elegido, de manera que minimice los costes de las posibles reformas o mejoras realizadas a la unidad. Esta es una de las etapas más importantes de este análisis, ya que dependiendo del valor de  $\Delta T_{\min}$  práctico tomado, obtendremos más o menos ahorro energético en el proceso y también mayor o menor coste derivado de esta mejora. Esta elección de  $\Delta T_{\min}$  práctico la tomaremos en el **capítulo 6** del presente estudio, donde realizaremos posteriormente el diseño de la red de intercambio de calor para ese valor de  $\Delta T_{\min}$  práctico.

A continuación, en el **apartado 4.2** de este capítulo, aplicaremos el *Análisis Pinch* al caso 2 que explicamos anteriormente al principio de este capítulo, finalizando este apartado con las gráficas de curvas de costes para este caso, tal y como hemos hecho con el caso 1.

---

## 4.2. APLICACIÓN DE LA TECNOLOGÍA PINCH AL CASO 2

---

Recordamos ahora en qué consistía el caso 2, que coincide con la disposición que tenemos actualmente en la unidad: tenemos un primer intercambio de calor (de derecha a izquierda en la **figura 4.1**) entre carga y fondo, hasta que esta última corriente alcanza los 311 °C. Esta es la variación con respecto al caso 1, que llevaba esta corriente de fondo hasta 225 °C. Tras este primer intercambio, desviamos la corriente de fondo tal y como se hace actualmente: de los 236.252 kg/h de corriente, 168.750 kg/h continúan en el tren de precalentamiento, para pasar por los restantes intercambiadores de calor, mientras que los 67.502 kg/h restantes son desviados como corriente de *quench*, se hace pasar por un cambiador de refrigeración, para utilizar esta corriente de *quench* a 225 °C.

Para la aplicación del *Análisis Pinch*, al igual que hicimos para el caso 1, el primer paso que debemos dar es la identificación de las corrientes de proceso que utilizaremos en dicho análisis, según su procedencia y temperaturas iniciales y objetivo, para clasificarlas en corrientes calientes y *corrientes frías*.

Estas corrientes son las mismas que para el caso 1, con la excepción de la temperatura objetivo de la corriente de *quench*, que en este caso es de 311 °C. Recordamos cuáles eran estas corrientes, comenzando por las corrientes calientes:

- *Corriente de cabeza* de la torre de destilación, que debe enfriarse para mantener un reflujo mínimo en la torre y extraer gasolina.
- *Corriente de reciclado superior de gasoil* (o reciclado frío), que debe enfriarse y mandarse de nuevo a la torre por encima del plato de extracción de gasoil, con la misión de disminuir el reflujo de cabeza, creando un mayor reflujo interno en los platos de la zona de gasoil, para alcanzar una buena separación entre gasolina y gasoil.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

- *Corriente de quench*, que debe enfriarse para ser utilizada como corriente de enfriamiento para parar el *cracking* antes de la entrada de carga a la torre y para mantener la temperatura en el fondo de ésta. Tomaremos esta corriente con un caudal de 236.252 kg/h a una temperatura inicial de 365 °C (que es la corriente de fondo de la torre), hasta una temperatura objetivo de 311 °C, punto donde se desviará la corriente de *quench* para enfriarla hasta 225 °C.
- *Corriente de residuo de fondo*, que debe enfriarse hasta 95 °C, con el fin de almacenarse en tanques, ya que a mayor temperatura pueden producirse gases inflamables en el interior de éstos. Esta corriente tendrá su inicio a partir de la desviación del *quench*, a 311 °C, con un caudal de 168.750 kg/h, que es la diferencia entre el caudal total de fondo producido en la torre y el caudal de *quench* desviado.

En el proceso de *Craqueo Térmico de Crudo* disponemos de dos corrientes frías de proceso, que vemos a continuación:

- La principal corriente fría de nuestro proceso es la *corriente de carga*, que debe calentarse hasta un rango de temperatura entre 435 y 445 °C, con el fin de que se produzca una reacción de *cracking térmico* en esta corriente y romper las cadenas largas que forman esta corriente) procedentes de la corriente de fondo de la destilación a vacío).
- Otra corriente caliente de nuestro proceso es derivada de estudios de ahorro energético para el calentamiento de la corriente de carga. Esta corriente es la *corriente de aire de combustión* del horno de proceso. Como veremos en el **capítulo 5** de este estudio, al calentar la corriente de entrada de aire al horno, será menor la necesidad de combustible a quemar en la combustión. Esta medida de ahorro energético está implantada actualmente en el horno de nuestro proceso, de manera que el aire de combustión se calienta en un intercambiador de calor con el gasoil que debe introducirse a la torre como reciclo superior.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

En esta última corriente fría vemos que ya se utiliza una de las corrientes calientes anteriores para el intercambio de calor entre corrientes. Por lo tanto, tanto esta corriente de aire de combustión, como la corriente de gasoil del reciclo superior de la torre no las incluiremos en el *Análisis Pinch*. De igual modo, tampoco incluiremos la corriente de cabeza de la torre como corriente caliente, ya que la temperatura y caudal de la corriente de cabeza no son tan altas como para aprovecharla para calentar otra corriente del proceso, además de que necesita ser enfriada por aerorrefrigerantes, ya que no siempre es necesario extraer el mismo calor de la corriente de cabeza de la torre.

De este modo, de todas las corrientes definidas anteriormente, sólo utilizaremos para el *Análisis Pinch* las 3 corrientes que vemos en la siguiente **tabla 4.55**, en la que mostraremos también los datos termodinámicos de cada una de las corrientes, que necesitaremos para la aplicación del *Análisis Pinch*.

Corrientes	Tipo	$T_s$ (°C)	$T_o$ (°C)	$\dot{m}$ (kg/h)	$C_p$ (kcal/kg·°C)	$CP$ (kcal/h·°C)	$\Delta H$ (kcal/h)
<b>Quench</b>	Caliente	365	311	236.252	0,667	157.580,08	-8.509.324,54
<b>Residuo</b>	Caliente	311	95	168.750	0,595	100.406,25	-21.687.750,00
<b>Carga</b>	Fría	132	440	187.500	0,591	110.812,50	34.130.250,00
<b><math>\Delta H</math> TOTAL (kcal/h)</b>							<b>3.933.175,46</b>

**Tabla 4.55. Propiedades termodinámicas de las corrientes del *Análisis Pinch*.**

El siguiente paso es la selección de los valores de estudio  $\Delta T_{\min}$ . Tal como hicimos para el caso 1, tomaremos como mínimo tres valores distintos de  $\Delta T_{\min}$  para evaluar el área total requerida de intercambio de calor y la recuperación energética que se genera para cada caso (aunque para esta última gráfica solo es necesario dos valores de este parámetro, ya que se trata de una recta, tal y como vimos en la **figura 3.4** en el **capítulo 3**), y establecer un balance económico global del estudio. Hay veces que debemos someter a estudio más valores de los inicialmente propuestos, simplemente porque la curva de costes totales no alcanza un mínimo en el rango de valores



#### ***4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico***

seleccionado o porque esta curva no tiene mínimo (tal y como nos ocurrió en el caso 1). Así que, al igual que hicimos antes, los valores seleccionados de  $\Delta T_{\min}$  son 10, 20 y 30 °C.

Una vez seleccionados estos valores, pasamos a la siguiente etapa del *Análisis Pinch*, que se realiza individualmente para cada valor de  $\Delta T_{\min}$ , y cuyo objetivo es obtener la *Curva Compuesta Balanceada* del proceso.

# ANÁLISIS PINCH PARA $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

Como dijimos antes, la única diferencia entre los casos 1 y 2 es la temperatura a la que desviamos la corriente de *quench*. Así que, el procedimiento de realización del *Análisis Pinch* es exactamente el mismo que aplicamos anteriormente para el caso 1. Así que, al igual que hicimos anteriormente, utilizaremos el primer método de ajuste de temperaturas, quedándonos la **tabla 4.56**, que vemos a continuación:

Temperaturas modificadas ( $T^*$ )			
Corriente	$T^a$ original ( $^{\circ}\text{C}$ )	$T^a$ ajustada, $T^*$ ( $^{\circ}\text{C}$ )	Orden
<b>Quench</b>	365	355	<b><math>T_2</math></b>
	311	301	<b><math>T_3</math></b>
<b>Residuo</b>	311	301	<b>Duplicado</b>
	95	85	<b><math>T_5</math></b>
<b>Carga</b>	132	132	<b><math>T_4</math></b>
	440	440	<b><math>T_1</math></b>

**Tabla 4.56.** Tabla de temperaturas modificadas de las corrientes del problema para  $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

A continuación mostramos en la **tabla 4.57** los intervalos de temperatura definidos con las temperaturas modificadas de la **tabla 4.56** y veremos las corrientes que se localizan en cada uno de ellos, para luego, en la **tabla 4.58**, calcular el incremento de entalpía de cada intervalo.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

T <sup>a</sup> ficticia T* (°C)	Intervalo T <sub>i-1</sub> - T <sub>i</sub> (°C)	Corrientes		
		Quench (Q)	Residuo (R)	Carga (C)
T <sup>*</sup> <sub>1</sub> = 440				
T <sup>*</sup> <sub>2</sub> = 355	ΔT <sub>1-2</sub> = 85	↓		↑
T <sup>*</sup> <sub>3</sub> = 301	ΔT <sub>2-3</sub> = 54	↓		↑
T <sup>*</sup> <sub>4</sub> = 132	ΔT <sub>3-4</sub> = 169		↓	↑
T <sup>*</sup> <sub>5</sub> = 85	ΔT <sub>4-5</sub> = 47		↓	

Tabla 4.57. Intervalos de temperatura del problema.

De modo que, realizando los cálculos con la **expresión 3.5**, que vimos anteriormente, obtenemos la **tabla 4.58**, tomando los valores de poder calorífico de cada corriente de la **tabla 4.55**.

T* (°C)	ΔT <sub>i</sub> (°C)	Σ CP <sub>Calientes</sub> - Σ CP <sub>Frias</sub>	ΔH <sub>i</sub> (kcal/h)	
T <sup>*</sup> <sub>1</sub> = 440				
T <sup>*</sup> <sub>2</sub> = 355	ΔT <sub>1-2</sub> = 85	CP <sub>Q</sub> -CP <sub>C</sub>	-9.419.062,50	<i>Déficit de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>3</sub> = 301	ΔT <sub>2-3</sub> = 54	CP <sub>Q</sub> -CP <sub>C</sub>	2.525.449,54	<i>Exceso de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>4</sub> = 132	ΔT <sub>3-4</sub> = 169	CP <sub>R</sub> -CP <sub>C</sub>	-1.758.656,25	<i>Déficit de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>5</sub> = 85	ΔT <sub>4-5</sub> = 47	CP <sub>R</sub>	4.719.093,75	<i>Exceso de energía</i>
		ΔH <sub>i</sub> TOTAL (kcal/h)	-3.933.175,46	

Tabla 4.58. Incremento de entalpía de cada intervalo de temperatura del problema.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Como vemos en la **tabla 4.58**, tenemos un exceso total de energía de 3.933.175,46 kcal/h, que es lo que obtuvimos en la **tabla 4.55**, en cuyo caso era un valor negativo porque se refería a energía sobrante de corriente caliente, es decir, exceso de energía.

Entonces, a partir de los resultados obtenidos en la **tabla 4.58**, mostramos, en la **tabla 4.59**, el *diagrama de cascada* del problema, que corrigiendo el efecto que viola la *Segunda Ley de la Termodinámica*, nos hace obtener la última columna de esta tabla.

$T^*$ (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)	$\Delta H_i$ corregido (kcal/h)	
$T_1^* = 440$	0	9.419.062,50	<i>Energía a aportar como calefacción</i>
$T_2^* = 355$	-9.419.062,50	0	<b>PUNTO PINCH</b>
$T_3^* = 301$	-6.893.612,96	2.525.449,54	
$T_4^* = 132$	-8.652.269,21	766.793,29	
$T_5^* = 85$	-3.933.175,46	5.485.887,04	<i>Energía a retirar como refrigeración</i>

**Tabla 4.59.** Diagrama de cascada de calor del problema.

En la **figura 4.20** vemos la *gran curva compuesta* que obtenemos a partir del *diagrama de cascada* de la **tabla 4.59**, en la cual observamos la existencia de un *pocket* de recuperación de calor por debajo del *punto pinch*, que minimiza el calor a retirar del proceso, es decir, disminuye las necesidades mínimas  $Q_C$ , disminuyendo el consumo de agua de refrigeración y racionalizando el funcionamiento de los paquetes de aerorrefrigerantes de la corriente de residuo que se envía a tanque.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

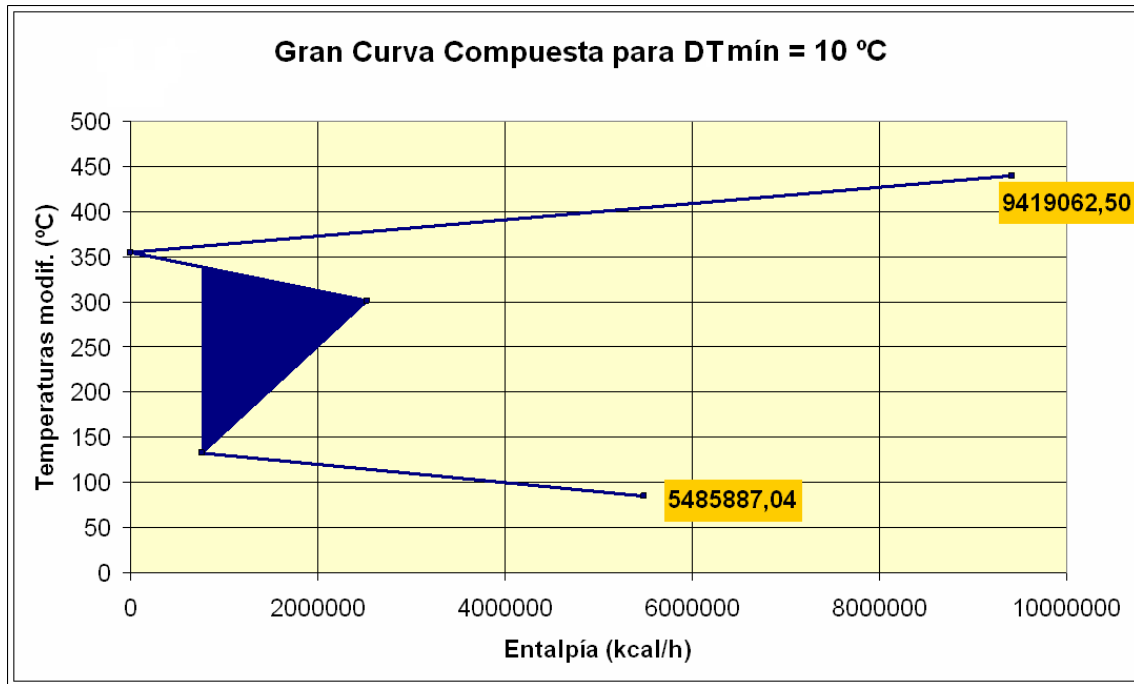


Figura 4.20. Gran curva compuesta del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

En la **tabla 4.60**, que vemos a continuación, mostramos las conclusiones obtenidas del estudio energético realizado a nuestro problema, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C:

<b>Energía mínima a aportar como calefacción</b>		<b>9.419.062,50 kcal/h</b>
<b>Energía mínima a retirar como refrigeración</b>		<b>5.485.887,04 kcal/h</b>
<b>PUNTO PINCH</b>	<b>ficticio</b>	<b>355 °C</b>
	<b>caliente</b>	<b>365 °C</b>
	<b>frío</b>	<b>355 °C</b>

Tabla 4.60. Resultados energéticos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

A continuación vamos a construir la *curva compuesta* del problema. Para ello, primero aplicaremos la **ecuación 3.5** que vimos anteriormente, pero en este caso diferenciando las corrientes calientes y frías y con las temperaturas reales (ajustes desechos). En la **tabla 4.61** mostramos los resultados obtenidos:

$\Delta T_i$ (°C)	$T_{\text{Frías}}$ (°C)	$\Delta H_j$ (kcal/h)	$T_{\text{Calientes}}$ (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)
	$T_1 = 85$		$T_1 = 95$	
$\Delta T_{1-2} = 47$	$T_2 = 132$	0	$T_2 = 142$	4.719.093,75
$\Delta T_{2-3} = 169$	$T_3 = 301$	18.727.312,50	$T_3 = 311$	16.968.656,25
$\Delta T_{3-4} = 54$	$T_4 = 355$	5.983.875,00	$T_4 = 365$	8.509.324,54
$\Delta T_{4-5} = 85$	$T_5 = 440$	9.419.062,50	$T_5 = 450$	0

Tabla 4.61. Diferencias de entalpía de cada intervalo de temperatura.

A continuación, se acumulan los incrementos de entalpías, para cada tipo de corriente, ya sea caliente o fría, para preparar los datos a graficar. Las corrientes calientes comienzan con una entalpía acumulada de 0 kcal/h a la temperatura más baja (95 °C), mientras que a las corrientes frías se les agrega la cantidad mínima de refrigeración a todos los valores de entalpía, lo que ocasiona que la curva fría se ubique por debajo de la caliente a una distancia vertical igual a  $\Delta T_{\text{mín}}$  en algún punto del diagrama temperatura-entalpía, el cual representa el *punto pinch*, que debe coincidir con lo obtenido analíticamente en la **tabla 4.60**. En la **tabla 4.62** vemos las entalpías acumuladas en cada tramo de temperatura, valores que no servirán para dibujar la *curva compuesta* de las corrientes del problema, que podremos ver más adelante en la **figura 4.21**.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$T_{\text{Frías}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta H_j$ (kcal/h)	$T_{\text{Calientes}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta H_i$ (kcal/h)
$T_1 = 85$		$T_1 = 95$	0
$T_2 = 132$	5.485.887,04	$T_2 = 142$	4.719.093,75
$T_3 = 301$	24.213.199,54	$T_3 = 311$	21.687.750,00
$T_4 = 355$	<b>30.197.074,54</b>	$T_4 = 365$	<b>30.197.074,54</b>
$T_5 = 440$	39.616.137,04	$T_5 = 450$	

**Tabla 4.62.** Diferencias de entalpía acumuladas en cada intervalo de temperatura.

Podemos demostrar que los resultados obtenidos en esta tabla cuadran si al restar la energía máxima de la columna de corrientes frías menos la de la columna de corrientes calientes obtenemos la energía necesaria para calentar las corrientes frías con servicios auxiliares. Vemos que los resultados si cuadran:

$$39.616.137,04 - 30.197.074,54 = 9.419.062,50 \text{ kcal/h}$$

De la **tabla 4.62** también podemos ver que la entalpía acumulada en las *temperaturas pinch*, tanto para la corriente caliente como para la fría, son iguales, lo que significa que en la *curva compuesta* estas dos temperaturas estarán en una línea recta vertical a 30.197.074,54 kcal/h de entalpía, diferenciadas verticalmente por 10 °C, que es la  $\Delta T_{\text{mín}}$ . Por lo que será en ese punto donde se de la menor diferencia de temperatura entra las corrientes caliente y fría.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

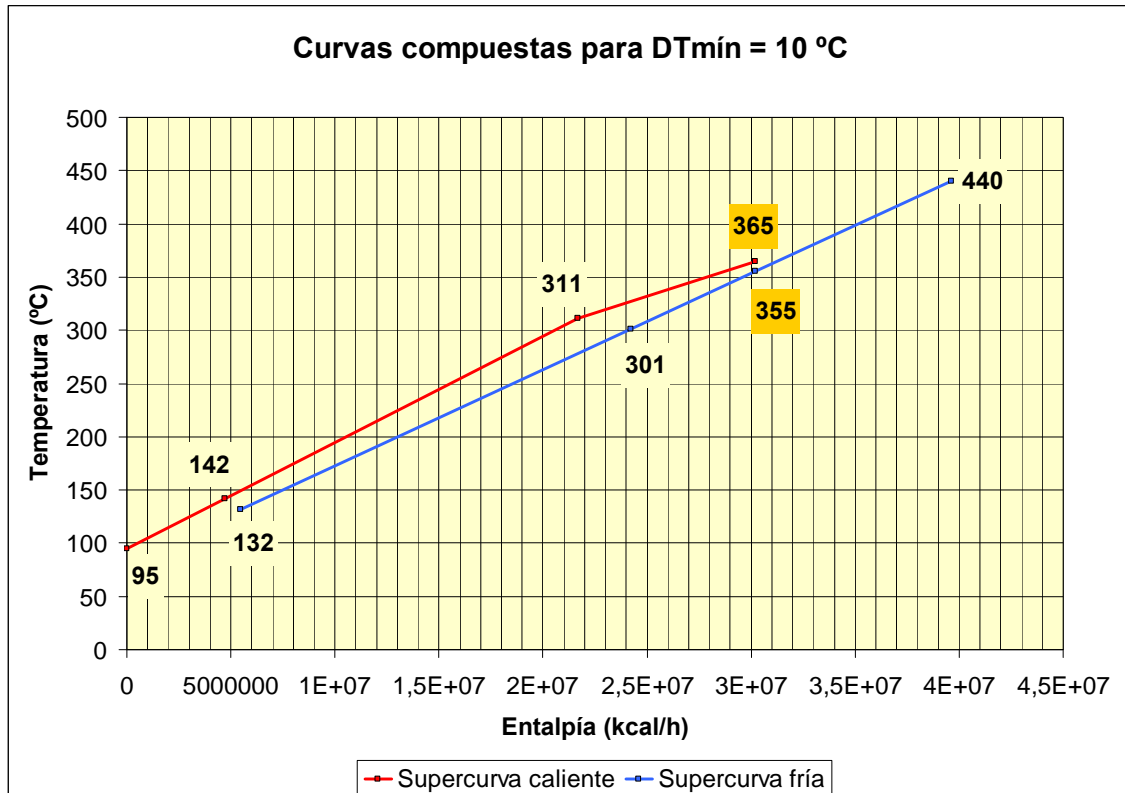


Figura 4.21. Curva compuesta del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

El excedente de energía de la *supercurva* caliente, para el cual, no hay una contraparte de la curva compuesta fría, debe procesarse con servicios auxiliares de refrigeración (agua de refrigeración y aire), como vimos analíticamente mediante el diagrama de cascada de proceso, obteniendo la cantidad mínima de enfriamiento (5.485,89 Mcal/h). Igualmente, la parte de las corrientes frías que excede energéticamente a la terminación de la curva compuesta caliente indica que no existen corrientes de proceso calientes suficientes para integrarse con esta parte de la curva compuesta fría, y por lo tanto debe tratarse con servicios auxiliares de calentamiento (humos de combustión), que como obtuvimos en el diagrama de cascada de proceso, representa la cantidad mínima de calor a suministrar (9.419,06 Mcal/h). Así que, interpretando el diagrama obtenido, leemos que el punto máximo de acercamiento vertical entre las dos curvas, equivalente a una  $\Delta T_{\min}$  de  $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ , representa el *punto pinch* del proceso, siendo  $355\text{ }^{\circ}\text{C}$  para las corrientes frías, y  $365\text{ }^{\circ}\text{C}$  para las corrientes calientes; la distancia horizontal entre los extremos de las curvas en la parte baja de temperatura representa cantidad mínima de enfriamiento de 5.485,89 Mcal/h, y la



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

distancia horizontal entre los dos extremos de las curvas en la parte alta de temperatura representa la cantidad mínima de calentamiento de 9.419,06 Mcal/h.

Así que, como hemos visto, a partir de un balance de energía y con la posterior construcción del *diagrama de cascada* hemos obtenido el *punto de pliegue* o *punto pinch* divide a la red en dos zonas:

- Una zona por debajo del *punto pinch*, en la que encontramos la *supercurva caliente*, que va desde una temperatura de 365 °C (*temperatura pinch caliente*) a 95 °C, en dirección hacia la izquierda en la *curva compuesta*, tal y como vemos en la **figura 4.21**, y la *supercurva fría*, que va desde 132 °C hasta 355 °C (*temperatura pinch fría*), en dirección hacia la derecha en la *curva compuesta* de la misma figura.
- Una zona por encima del *punto pinch*, en la que encontramos solamente la *supercurva fría* (ya que el *punto pinch* coincide en un extremo de la *supercurva caliente*). La *supercurva fría* va desde una temperatura de 355 °C a 440 °C y continúa en dirección hacia la derecha en la *curva compuesta*, tal y como vemos en la misma **figura 4.21**.

A continuación la *curva compuesta* del proceso puede completarse incluyendo los niveles de temperatura de los servicios auxiliares o *utilities* disponibles de calentamiento y de enfriamiento. En la **tabla 4.63** vemos los datos termodinámicos de estas dos corrientes de servicios auxiliares:

<i>Utilities</i>	T <sub>s</sub> (°C)	T <sub>o</sub> (°C)	C <sub>p</sub> (kcal/kg°C)	$\dot{m}$ (kg/h)	CP (kcal/h°C)
<b>Humos de combustión</b>	1.000	400	0,291	53.946,52	15.698,44
<b>Agua refrigeración</b>	20	50	1	182.862,90	182.862,90

Tabla 4.63. Datos termodinámicos de las corrientes de servicios auxiliares del problema.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Por lo tanto, la *curva compuesta balanceada* que se obtiene es la que vemos en la **figura 4.22**, donde los servicios auxiliares cierran el diagrama completamente, de tal forma que toda la línea de la curva compuesta caliente tiene una contraparte fría para ceder calor.

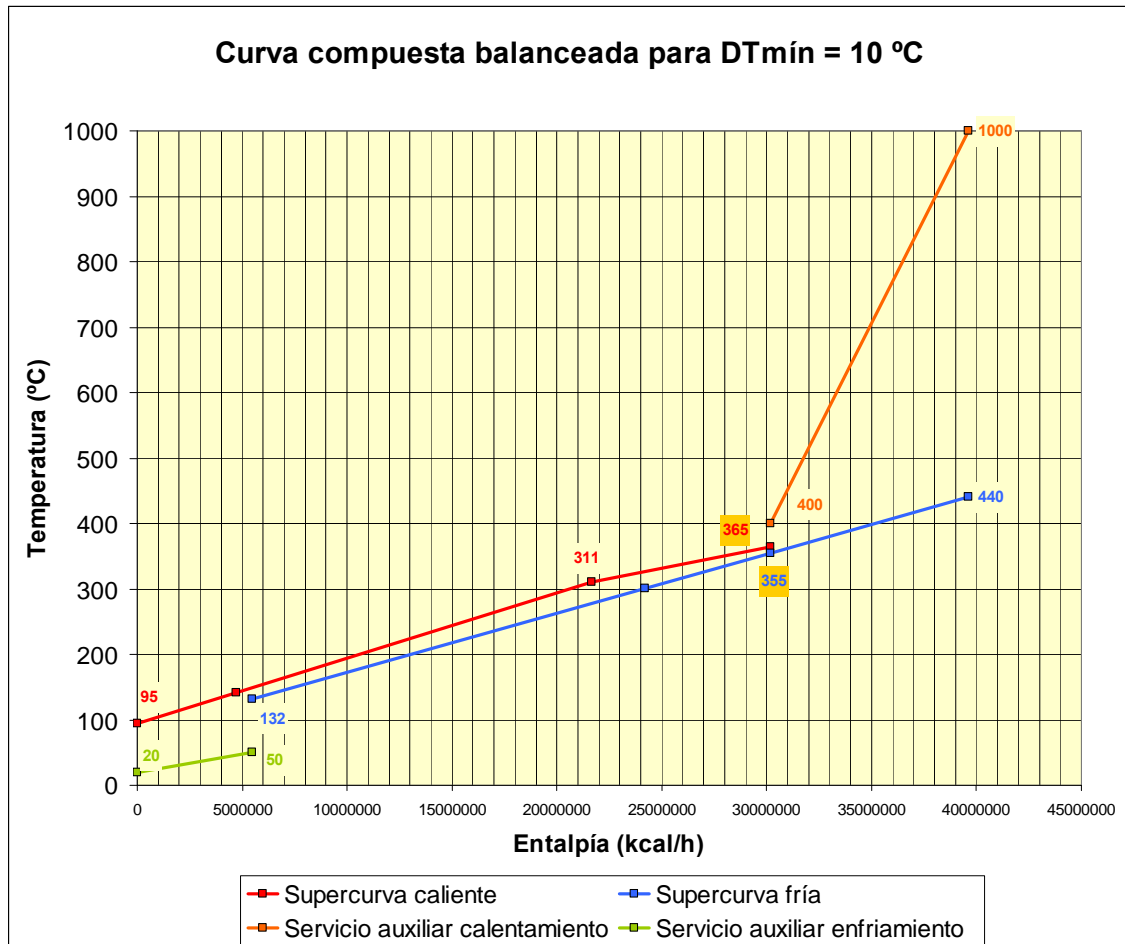


Figura 4.22. Curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Las *curvas compuestas* nos indican cuáles son las necesidades energéticas del proceso, pero no cómo cubrirlas. Esta es la principal aplicación de las *grandes curvas compuestas*. Estas curvas se usan para seleccionar los servicios auxiliares, tanto de refrigeración como de calentamiento más adecuados. Entonces, en la **figura 4.23** vemos la *gran curva compuesta balanceada* del problema, que se obtiene al representar gráficamente el *diagrama de cascada* de calor, introduciendo los servicios auxiliares de los que disponemos en el proceso, para ver si esta elección de *utilities* es correcta.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

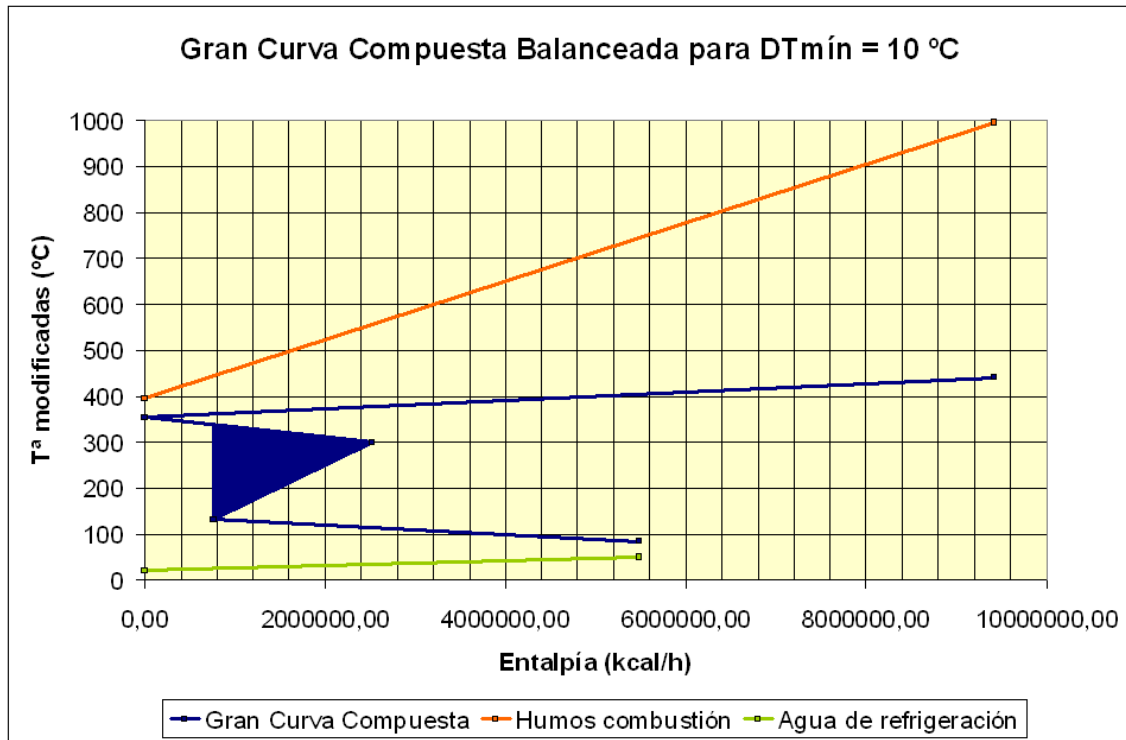


Figura 4.23. Gran curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

Una vez conocidos los requerimientos energéticos del proceso, además de los costes que suponen los servicios auxiliares utilizados, podemos entonces calcular los costes variables del proceso:

- Coste de generación de humos de combustión:

$$\text{CosteGeneración} = 110.000 \frac{\$}{\text{MW} \cdot \text{año}} \times 0,71 \frac{\text{Euros}}{\$} \times \frac{4,184}{3.600.000} \frac{\text{MW}}{\text{kcal} / \text{h}} \times 9.419.062,50 = 854.964,12 \frac{\text{Euro}}{\text{año}}$$

- Coste de agua de refrigeración:

$$\text{CosteAgua} = 15.000 \frac{\$}{\text{MW} \cdot \text{año}} \times 0,71 \frac{\text{Euros}}{\$} \times \frac{4,184}{3.600.000} \frac{\text{MW}}{\text{kcal} / \text{h}} \times 5.485.887,26 = 67.9028,48 \frac{\text{Euro}}{\text{año}}$$

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

A continuación, en la **tabla 4.64** englobamos todos los resultados obtenidos hasta el momento, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

Humos de combustión		Agua de refrigeración		PUNTO PINCH	
Aporte (kcal/h)	Coste (€/año)	Aporte (kcal/h)	Coste (€/año)	caliente	frío
9.419.062,50	854.964,12	5.485.887,04	67.902,48	365 °C	355 °C

Tabla 4.64. Resultados energéticos y económicos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

Como explicamos en el **capítulo 3**, para calcular el área de la red de intercambiadores a partir de la *curva compuesta balanceada* (**figura 4.22**), el primer paso es dividir esta curva en tramos verticales de entalpías. Estos tramos verticales de entalpía, se marcan en el cambio de pendiente de las curvas compuestas caliente y fría, como se muestra en la **figura 4.24**, en la que la curva se divide en 4 tramos verticales de entalpía.

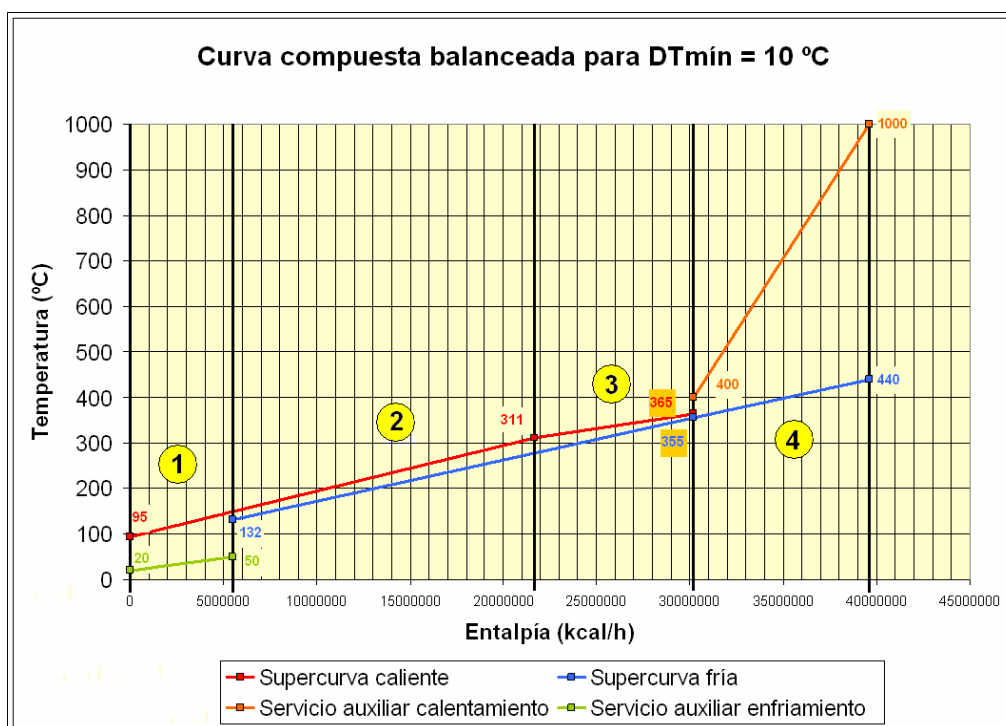


Figura 4.24. Curva compuesta balanceada del problema dividida en 4 tramos verticales de entalpía.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

A continuación, en la **tabla 4.65**, mostramos las temperaturas extremas de las corrientes caliente y fría de cada tramo de entalpía:

Tramos de entalpía	T <sup>a</sup> entrada caliente (°C)	T <sup>a</sup> salida caliente (°C)	T <sup>a</sup> entrada fría (°C)	T <sup>a</sup> salida fría (°C)
1	149,6	95	20	50
2	311	149,6	132	278,2
3	365	311	278,2	355
4	1.000	400	355	440

**Tabla 4.65. Temperaturas extremas de cada tramo de entalpía de la curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.**

Y en la **tabla 4.66** mostramos todos los datos que necesitamos para el cálculo del área de transferencia de la red, a partir de la **ecuación 3.20**, que recordamos anteriormente.

Tramo	Corriente	Tipo	T <sup>a</sup> ent. (°C)	T <sup>a</sup> sal. (°C)	CP (kcal/h·°C)	h (kcal/h·m <sup>2</sup> ·°C)
1	Residuo	Caliente	149,6	95	100.406,25	340
	Agua Ref.	Fría	20	50	182.862,90	39.000
2	Residuo	Caliente	311	149,6	100.406,25	340
	Carga	Fría	132	278,2	110.812,50	200
3	Quench	Caliente	365	311	157.580,08	1.000
	Carga	Fría	278,2	355	110.812,50	200
4	Humos	Caliente	1.000	400	15.698,44	4.900
	Carga	Fría	355	440	110.812,50	200

**Tabla 4.66. Datos termodinámicos de las corrientes de cada uno de los tramos.**

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Por lo tanto, aplicando la **ecuación 3.20** para cada uno de los tramos verticales de entalpía, obtenemos el área total de intercambio de calor necesario en la red, que mostramos en la siguiente **tabla 4.67**:

Tramo	$\Delta T_1$ (°C)	$\Delta T_2$ (°C)	$\Delta T_{ML}$	$\Sigma(q_i/h_i)$ (m <sup>2</sup> )	$\Sigma(q_j/h_j)$ (m <sup>2</sup> )	$A_k$ (m <sup>2</sup> )
1	99,6	75,0	86,7	16.111,95	140,66	187,38
2	32,8	17,6	24,4	47.584,58	81.009,31	5.262,59
3	10,0	32,8	19,2	8.509,32	42.546,62	2.660,40
4	560,0	45,0	204,3	1.922,26	47.095,31	239,97
						<b>8.350,35</b>

**Tabla 4.67. Resultados del cálculo del área de intercambio de calor de la red.**

Pero el valor de área que hemos obtenido aún no es el definitivo, ya que, como explicamos anteriormente, en los intercambiadores de carcasa y tubo tipo 1-2 o *intercambiadores multipaso*, debido a que no todo el flujo es en contracorriente, la media logarítmica de temperaturas efectiva es menor que la calculada, por lo que, para hallarla, se emplea el factor  $F_T$ . Así que, a partir de las ecuaciones que recordamos anteriormente, calculamos este factor y lo aplicamos al área de transferencia obtenido anteriormente en la **tabla 4.67**, para obtener el área final de intercambio de calor de la red. En la **tabla 4.68** mostramos los cálculos realizados para ello.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Tramos	$R$	$P_{N-2N}$	$W_k$	$N_k$	$[N]_k$	$P_{1-2}$	$F_{1-2}$	$A_{1-2} (m^2)$
1	1,821	0,231	0,523	0,438	1	0,231	0,962	194,70
2	1,104	0,817	0,896	5,644	6	0,487	0,778	6.766,28
3	0,703	0,885	1,475	3,058	4	0,538	0,868	3.063,77
4	7,059	0,132	0,185	1,496	2	0,106	0,942	254,75
					13			10.279,50

Tabla 4.68. Resultados del cálculo del área que supone el intercambio de calor con intercambiadores tipo 1-2 en serie.

Así que, una vez obtenida el área total de transferencia de calor de la red, debemos corregir los valores de  $F_T$  que no estén comprendidos entre 0,8 y 0,93, tal y como hicimos anteriormente. Vemos que el primer tramo no podemos corregirlo, ya que no podemos disminuir el número de intercambiadores en él, puesto que dispone de un solo intercambiador y el valor de  $F_T$  del tramo 3 se encuentra dentro del rango correcto. En cambio, a priori, si podemos corregir los valores de  $F_T$  de los tramos 2 y 4, aumentando en una unidad el número de intercambiadores en serie del tramo 2 y disminuyendo en una unidad el número de intercambiadores en serie del tramo 4. En la **tabla 4.69** mostramos los resultados obtenidos de la corrección del factor  $F_T$ .

Tramo	$[N]_k$ corregido	$P_{1-2}$ corregido	$F_{1-2}$ corregido	$A_{1-2}$
1	1	0,231	0,962	194,70
2 (*)	7	0,450	0,847	6.214,06
3	4	0,538	0,868	3.063,77
4 (*)	1	0,132	<< ERROR >>	----
4	2	0,106	0,942	254,75
	14			9.727,28

Tabla 4.69. Resultados del cálculo del área de intercambio tras la corrección de  $F_T$ .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

(\*) En la tabla anterior, los tramos marcados con el asterisco han sido corregidos.

Como, al corregir el valor de  $F_T$  del tramo 4, hemos obtenido un valor fuera del rango correcto, deshacemos la corrección, tomando de nuevo el valor de  $F_T$  que obtuvimos en la **tabla 4.68**.

Recordamos que en el tramo 3 los intercambiadores actuales de la unidad de *Craqueo Térmico* tiene un sobre espesor 3 mm por corrosión. Así que, para realizar el cálculo del coste de la red obtenida mediante el *Análisis Pinch*, tendremos en cuenta este sobre espesor y las duras condiciones a las que están sometidos estos intercambiadores (ya que por sus tubos circula producto del fondo de la torre, que es muy viscoso y está a muy alta temperatura), por lo que en el tramo 3 de nuestro estudio, usaremos la **ecuación 3.66** que vimos anteriormente, aumentando el área de ese tramo.

De modo que, aplicando los parámetros que vimos en la **tabla 4.21** (y que recordamos a continuación) a las **ecuaciones 3.65 y 3.67**, vistas anteriormente, obtenemos lo que vemos a continuación.

Parámetros	Valor
<b><i>a</i></b>	26.500 €
<b><i>b</i></b>	730 €/m <sup>2</sup>
<b><i>c</i></b>	1
<b><i>b</i><sub>1</sub></b>	450
<b><i>b</i><sub>2</sub></b>	575
<b><i>c</i><sub>1</sub></b>	1
<b><i>c</i><sub>2</sub></b>	1

**Tabla 4.21.** Valores de los parámetros de las ecuaciones de costes de intercambiadores.



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$$\phi = \left( \frac{450}{575} \right)^{\frac{1}{1}} \cdot \left( \frac{9.727,28}{14} \right)^{1-\frac{1}{1}} = 0,783$$

$$A_3^* = \sum_{k=1}^K \frac{1}{\Delta T_{ML_K}} \cdot \left( \sum_i^I \frac{q_i}{\phi_i \cdot h_i} + \sum_j^J \frac{q_j}{\phi_j \cdot h_j} \right) = \frac{A_3}{\phi} = \frac{3.063,77}{0,783} = 3.914,82 \text{ m}^2$$

$$C.Red = 14 \times \left[ 26.500 + 730 \times \left( \frac{10.578,32}{14} \right)^1 \right] \times 0,71 \frac{\text{euros}}{\$} \times 1,07 = 6.148.386,70 \text{ €}$$

Así que, el coste total de la red de intercambiadores (aplicándole un 7% de IVA) es de 6.148.386,70 €. Este coste se trata del *coste fijo* que supone implantación de la red de intercambiadores. Si sumamos a este coste el *coste variable* antes calculado, que se trata del coste que supone el consumo de *utilities* como energía, y que era de 922.866,60 €, obtenemos un coste total, para  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, de 7.071.253,30 €.

En la **tabla 4.70** resumimos todos los resultados obtenidos del análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

	caliente	frío
<b>PUNTO PINCH</b>	<b>365 °C</b>	<b>355 °C</b>
	<b>Aporte (kcal/h)</b>	<b>Coste (€/año)</b>
<b>Humos combustión</b>	<b>9.419.062,50</b>	<b>854.964,12</b>
<b>Agua refrigeración</b>	<b>5.485.887,04</b>	<b>67.902,48</b>
	<b>COSTE VARIABLE (€)</b>	<b>922.866,60</b>
<b>Área total intercambio (m<sup>2</sup>)</b>		<b>10.578,32</b>
<b>Nº intercambiadores en serie</b>		<b>14</b>
	<b>COSTE FIJO (€)</b>	<b>6.148.386,70</b>
	<b>COSTE TOTAL (€) *</b>	<b>7.071.253,30</b>

Tabla 4.70. Resultados obtenidos del análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

\* Coste total referido a un año.

# ANÁLISIS PINCH PARA $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$

Al igual que hicimos anteriormente, utilizaremos el primer método de ajuste de temperaturas, quedándonos la **tabla 4.71**, que vemos a continuación:

Temperaturas modificadas ( $T^*$ )			
Corriente	$T^a$ original ( $^{\circ}\text{C}$ )	$T^a$ ajustada, $T^*$ ( $^{\circ}\text{C}$ )	Orden
<b>Quench</b>	365	345	<b><math>T_2</math></b>
	311	291	<b><math>T_3</math></b>
<b>Residuo</b>	311	291	<b>Duplicado</b>
	95	75	<b><math>T_5</math></b>
<b>Carga</b>	132	132	<b><math>T_4</math></b>
	440	440	<b><math>T_1</math></b>

**Tabla 4.71.** Tabla de temperaturas modificadas de las corrientes del problema para  $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

A continuación mostramos en la **tabla 4.72** los intervalos de temperatura definidos con las temperaturas modificadas de la **tabla 4.71** y veremos las corrientes que se localizan en cada uno de ellos, para luego, en la **tabla 4.73**, calcular el incremento de entalpía de cada intervalo.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

T <sup>a</sup> ficticia T* (°C)	Intervalo T <sub>i-1</sub> - T <sub>i</sub> (°C)	Corrientes		
		Quench (Q)	Residuo (R)	Carga (C)
T <sup>*</sup> <sub>1</sub> = 440				
T <sup>*</sup> <sub>2</sub> = 345	ΔT <sub>1-2</sub> = 95	↓		↑
T <sup>*</sup> <sub>3</sub> = 291	ΔT <sub>2-3</sub> = 54	↓		↑
T <sup>*</sup> <sub>4</sub> = 132	ΔT <sub>3-4</sub> = 159		↓	↑
T <sup>*</sup> <sub>5</sub> = 75	ΔT <sub>4-5</sub> = 57		↓	

Tabla 4.72. Intervalos de temperatura del problema.

De modo que, realizando los cálculos con la **expresión 3.5**, que vimos anteriormente, obtenemos la **tabla 4.73**, tomando los valores de poder calorífico de cada corriente de la **tabla 4.55**.

T* (°C)	ΔT <sub>i</sub> (°C)	Σ CP <sub>Calientes</sub> - Σ CP <sub>Frias</sub>	ΔH <sub>i</sub> (kcal/h)	
T <sup>*</sup> <sub>1</sub> = 440				
T <sup>*</sup> <sub>2</sub> = 345	ΔT <sub>1-2</sub> = 95	CP <sub>Q</sub> -CP <sub>C</sub>	-10.527.187,50	<i>Déficit de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>3</sub> = 291	ΔT <sub>2-3</sub> = 54	CP <sub>Q</sub> -CP <sub>C</sub>	2.525.449,54	<i>Exceso de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>4</sub> = 132	ΔT <sub>3-4</sub> = 159	CP <sub>R</sub> -CP <sub>C</sub>	-1.654.593,75	<i>Déficit de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>5</sub> = 75	ΔT <sub>4-5</sub> = 57	CP <sub>R</sub>	5.723.156,25	<i>Exceso de energía</i>
		ΔH <sub>i</sub> TOTAL (kcal/h)	-3.933.175,46	

Tabla 4.73. Incremento de entalpía de cada intervalo de temperatura del problema.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Como vemos en la **tabla 4.73**, tenemos un exceso total de energía de 3.933.175,46 kcal/h, que es lo que obtuvimos en la **tabla 4.55**, y lo que obtuvimos en el caso anterior para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C.

Entonces, a partir de los resultados obtenidos en la **tabla 4.73**, mostramos, en la **tabla 4.74**, el *diagrama de cascada* del problema, que corrigiendo el efecto que viola la *Segunda Ley de la Termodinámica*, nos hace obtener la última columna de esta tabla.

$T^*$ (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)	$\Delta H_i$ corregido (kcal/h)	
$T_1^* = 440$	0	10.527.187,50	<i>Energía a aportar como calefacción</i>
$T_2^* = 345$	-10.527.187,50	0	<b>PUNTO PINCH</b>
$T_3^* = 291$	-8.001.737,96	2.525.449,54	
$T_4^* = 132$	-9.656.331,71	870.855,79	
$T_5^* = 75$	-3.933.175,46	6.594.012,04	<i>Energía a retirar como refrigeración</i>

**Tabla 4.74.** Diagrama de cascada de calor del problema.

En la **figura 4.25** vemos la *gran curva compuesta* que obtenemos a partir del *diagrama de cascada* de la **tabla 4.74**, en la cual observamos la existencia de un *pocket* de recuperación de calor por debajo del *punto pinch*, que minimiza el calor a retirar del proceso, es decir, disminuye las necesidades mínimas  $Q_c$ , disminuyendo el consumo de agua de refrigeración y racionalizando el funcionamiento de los paquetes de aerorrefrigerantes de la corriente de residuo que se envía a tanque.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

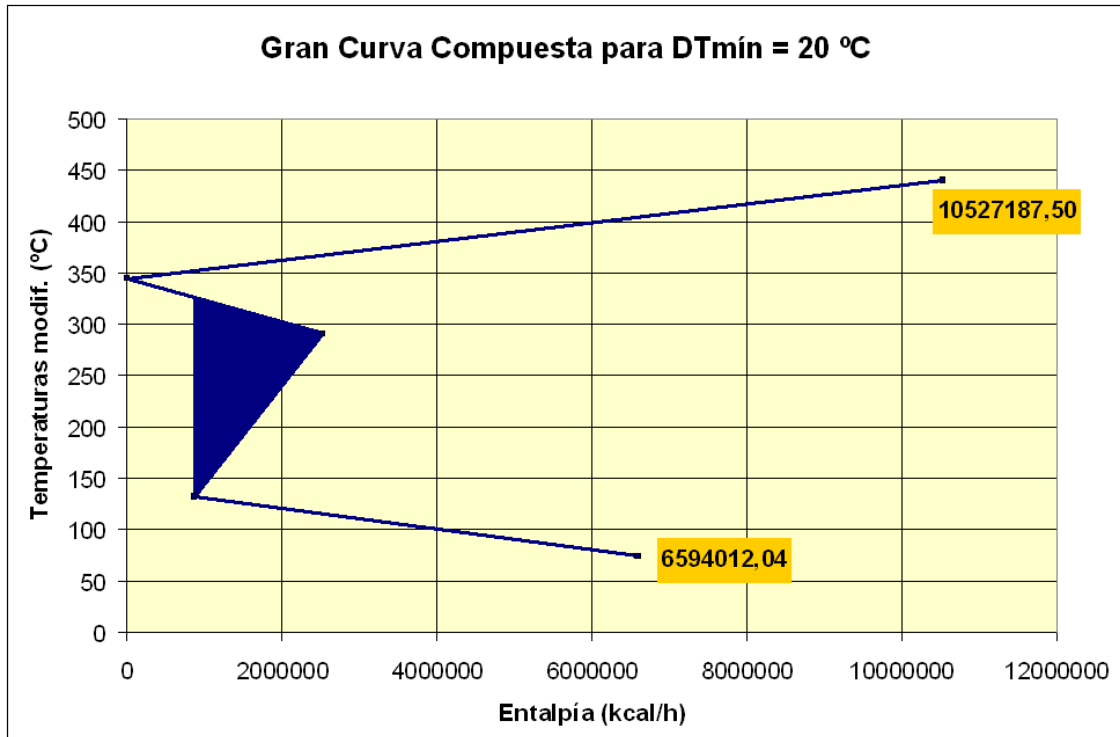


Figura 4.25. Gran curva compuesta del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

En la **tabla 4.75**, que vemos a continuación, mostramos las conclusiones obtenidas del estudio energético realizado a nuestro problema, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ :

<b>Energía mínima a aportar como calefacción</b>		<b>10.527.187,50 kcal/h</b>
<b>Energía mínima a retirar como refrigeración</b>		<b>6.940.012,04 kcal/h</b>
<b>PUNTO PINCH</b>	<b>ficticio</b>	<b>345 °C</b>
	<b>caliente</b>	<b>365 °C</b>
	<b>frío</b>	<b>345 °C</b>

Tabla 4.75. Resultados energéticos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

A continuación vamos a construir la *curva compuesta* del problema. Para ello, primero aplicaremos la **ecuación 3.5** que vimos anteriormente, pero en este caso diferenciando las corrientes calientes y frías y con las temperaturas reales (ajustes desechos). En la **tabla 4.76** mostramos los resultados obtenidos:

$\Delta T_i$ (°C)	T <sub>Frías</sub> (°C)	$\Delta H_j$ (kcal/h)	T <sub>Calientes</sub> (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)
	T <sub>1</sub> = 75		T <sub>1</sub> = 95	
$\Delta T_{1-2} = 57$	T <sub>2</sub> = 132	0	T <sub>2</sub> = 152	5.723.156,25
$\Delta T_{2-3} = 159$	T <sub>3</sub> = 291	17.619.187,50	T <sub>3</sub> = 311	15.964.593,75
$\Delta T_{3-4} = 54$	T <sub>4</sub> = 345	5.983.875,00	T <sub>4</sub> = 365	8.509.324,54
$\Delta T_{4-5} = 95$	T <sub>5</sub> = 440	10.527.187,50	T <sub>5</sub> = 460	0

Tabla 4.76. Diferencias de entalpía de cada intervalo de temperatura.

A continuación, se acumulan los incrementos de entalpías, para cada tipo de corriente, ya sea caliente o fría, para preparar los datos a graficar. Las corrientes calientes comienzan con una entalpía acumulada de 0 kcal/h a la temperatura más baja (95 °C), mientras que a las corrientes frías se les agrega la cantidad mínima de refrigeración a todos los valores de entalpía, lo que ocasiona que la curva fría se ubique por debajo de la caliente a una distancia vertical igual a  $\Delta T_{\min}$  en algún punto del diagrama temperatura-entalpía, el cual representa el *punto pinch*, que debe coincidir con lo obtenido analíticamente en la **tabla 4.75**. En la **tabla 4.77** vemos las entalpías acumuladas en cada tramo de temperatura, valores que no servirán para dibujar la *curva compuesta* de las corrientes del problema, que podremos ver más adelante en la **figura 4.26**.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$T_{\text{Frías}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta H_j$ (kcal/h)	$T_{\text{Calientes}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta H_i$ (kcal/h)
$T_1 = 75$		$T_1 = 95$	0
$T_2 = 132$	6.594.012,04	$T_2 = 152$	5.723.156,25
$T_3 = 291$	24.213.199,54	$T_3 = 311$	21.687.750,00
$T_4 = 345$	<b>30.197.074,54</b>	$T_4 = 365$	<b>30.197.074,54</b>
$T_5 = 440$	40.724.262,04	$T_5 = 460$	

**Tabla 4.77. Diferencias de entalpía acumuladas en cada intervalo de temperatura.**

Podemos demostrar que los resultados obtenidos en esta tabla cuadran si al restar la energía máxima de la columna de corrientes frías menos la de la columna de corrientes calientes obtenemos la energía necesaria para calentar las corrientes frías con servicios auxiliares. Vemos que los resultados si cuadran:

$$40.724.262,04 - 30.197.074,54 = 10.527.187,50 \text{ kcal/h}$$

De la **tabla 4.77** también podemos ver que la entalpía acumulada en las *temperaturas pinch*, tanto para la corriente caliente como para la fría, son iguales, lo que significa que en la *curva compuesta* estas dos temperaturas estarán en una línea recta vertical a 30.197.074,54 kcal/h (igual que para  $\Delta T_{\text{mín}} = 10 ^{\circ}\text{C}$ ) de entalpía, diferenciadas verticalmente por  $20 ^{\circ}\text{C}$ , que es la  $\Delta T_{\text{mín}}$ . Por lo que será en ese punto donde se de la menor diferencia de temperatura entra las corrientes caliente y fría.



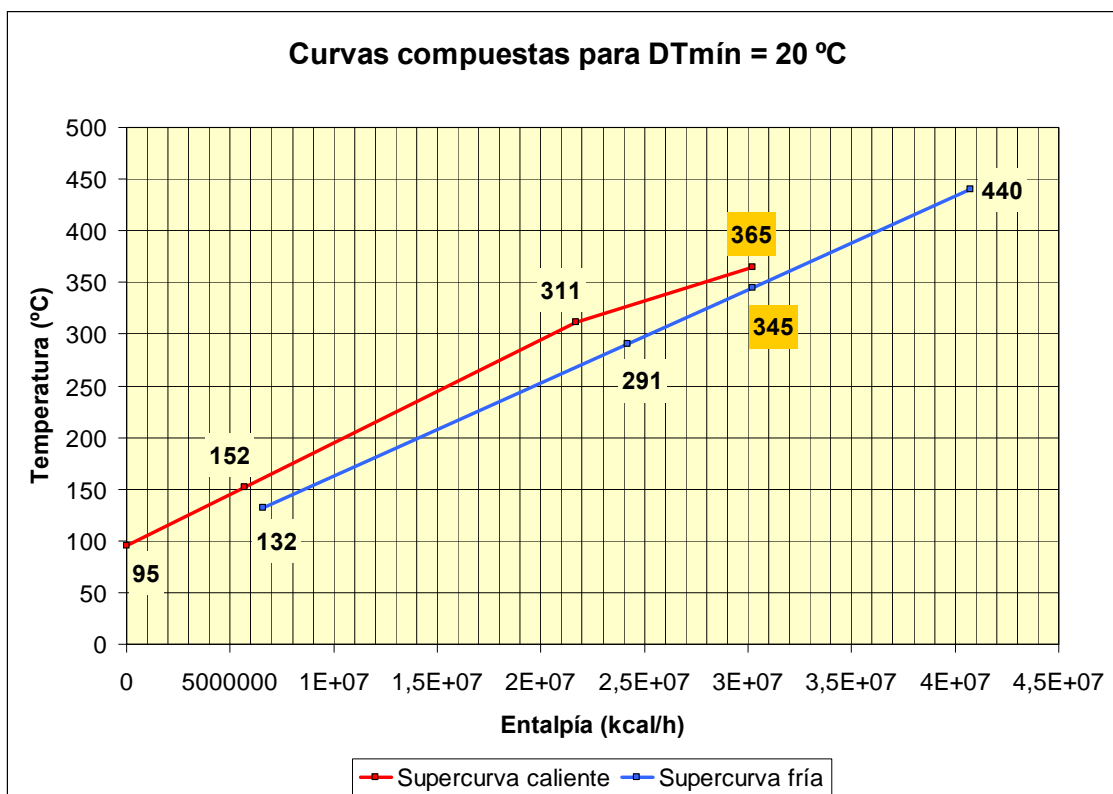


Figura 4.26. Curva compuesta del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

El excedente de energía de la *supercurva* caliente, para el cual, no hay una contraparte de la curva compuesta fría, debe procesarse con servicios auxiliares de refrigeración (agua de refrigeración y aire), como vimos analíticamente mediante el diagrama de cascada de proceso, obteniendo la cantidad mínima de enfriamiento (6.940,01 Mcal/h). Igualmente, la parte de las corrientes frías que excede energéticamente a la terminación de la curva compuesta caliente indica que no existen corrientes de proceso calientes suficientes para integrarse con esta parte de la curva compuesta fría, y por lo tanto debe tratarse con servicios auxiliares de calentamiento (humos de combustión), que como obtuvimos en el diagrama de cascada de proceso, representa la cantidad mínima de calor a suministrar (10.527,19 Mcal/h). Así que, interpretando el diagrama obtenido, leemos que el punto máximo de acercamiento vertical entre las dos curvas, equivalente a una  $\Delta T_{\min}$  de  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ , representa el *punto pinch* del proceso, siendo  $345\text{ }^{\circ}\text{C}$  para las corrientes frías, y  $365\text{ }^{\circ}\text{C}$  para las corrientes calientes; la distancia horizontal entre los extremos de las curvas en la parte baja de temperatura representa cantidad mínima de enfriamiento de 6.940,01 Mcal/h, y la

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

distancia horizontal entre los dos extremos de las curvas en la parte alta de temperatura representa la cantidad mínima de calentamiento de 10.527,19 Mcal/h.

Así que, como hemos visto, a partir de un balance de energía y con la posterior construcción del *diagrama de cascada* hemos obtenido el *punto de pliegue* o *punto pinch* divide a la red en dos zonas:

- Una zona por debajo del *punto pinch*, en la que encontramos la *supercurva caliente*, que va desde una temperatura de 365 °C (*temperatura pinch caliente*) a 95 °C, en dirección hacia la izquierda en la *curva compuesta*, tal y como vemos en la **figura 4.26**, y la *supercurva fría*, que va desde 132 °C hasta 345 °C (*temperatura pinch fría*), en dirección hacia la derecha en la *curva compuesta* de la misma figura.
- Una zona por encima del *punto pinch*, en la que encontramos solamente la *supercurva fría* (ya que el *punto pinch* coincide en un extremo de la *supercurva caliente*). La *supercurva fría* va desde una temperatura de 345 °C a 440 °C y continúa en dirección hacia la derecha en la *curva compuesta*, tal y como vemos en la misma **figura 4.26**.

A continuación la *curva compuesta* del proceso puede completarse incluyendo los niveles de temperatura de los servicios auxiliares o *utilities* disponibles de calentamiento y de enfriamiento. En la **tabla 4.78** vemos los datos termodinámicos de estas dos corrientes de servicios auxiliares:

<i>Utilities</i>	T <sub>s</sub> (°C)	T <sub>o</sub> (°C)	C <sub>p</sub> (kcal/kg°C)	$\dot{m}$ (kg/h)	CP (kcal/h°C)
<b>Humos de combustión</b>	1.000	400	0,291	60.293,17	17.545,31
<b>Agua refrigeración</b>	20	50	1	219.800,40	219.800,40

Tabla 4.78. Datos termodinámicos de las corrientes de servicios auxiliares del problema.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Por lo tanto, la *curva compuesta balanceada* que se obtiene es la que vemos en la **figura 4.27**, donde los servicios auxiliares cierran el diagrama completamente, de tal forma que toda la línea de la curva compuesta caliente tiene una contraparte fría para ceder calor.

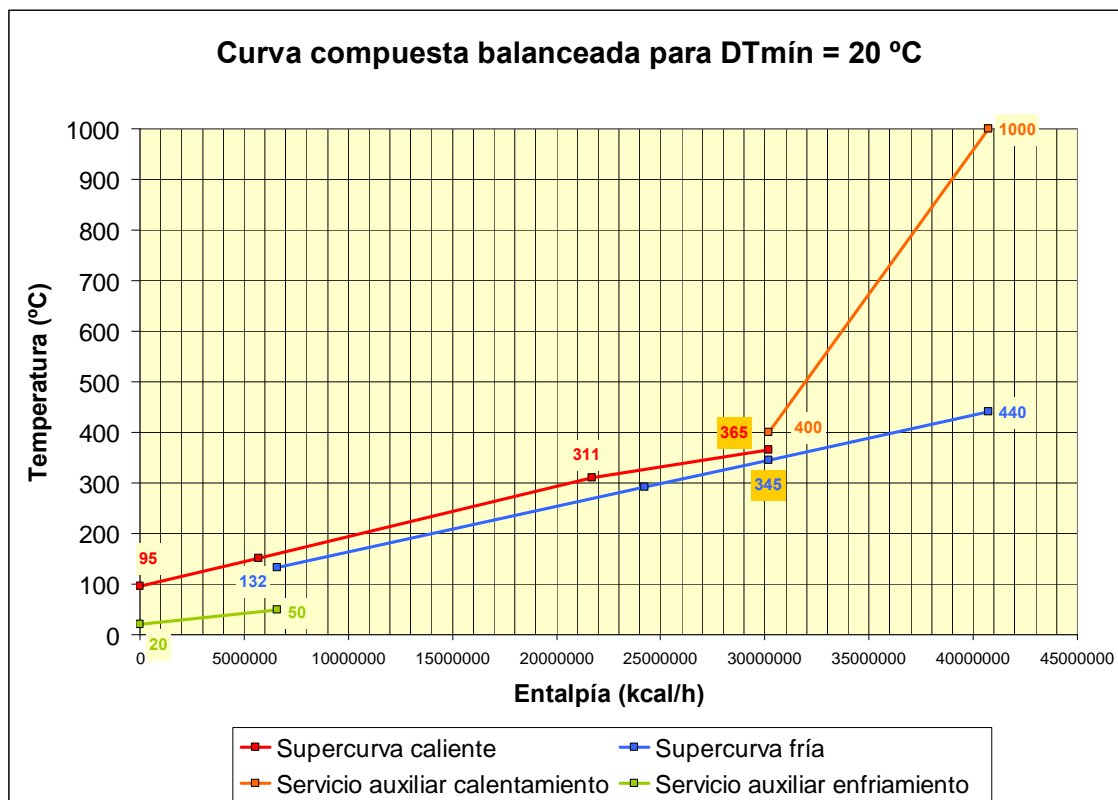


Figura 4.27. Curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Las *curvas compuestas* nos indican cuáles son las necesidades energéticas del proceso, pero no cómo cubrirlas. Esta es la principal aplicación de las *grandes curvas compuestas*. Estas curvas se usan para seleccionar los servicios auxiliares, tanto de refrigeración como de calentamiento más adecuados. Entonces, en la **figura 4.28** vemos la *gran curva compuesta balanceada* del problema, que se obtiene al representar gráficamente el *diagrama de cascada* de calor, introduciendo los servicios auxiliares de los que disponemos en el proceso, para ver si esta elección de *utilities* es correcta.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

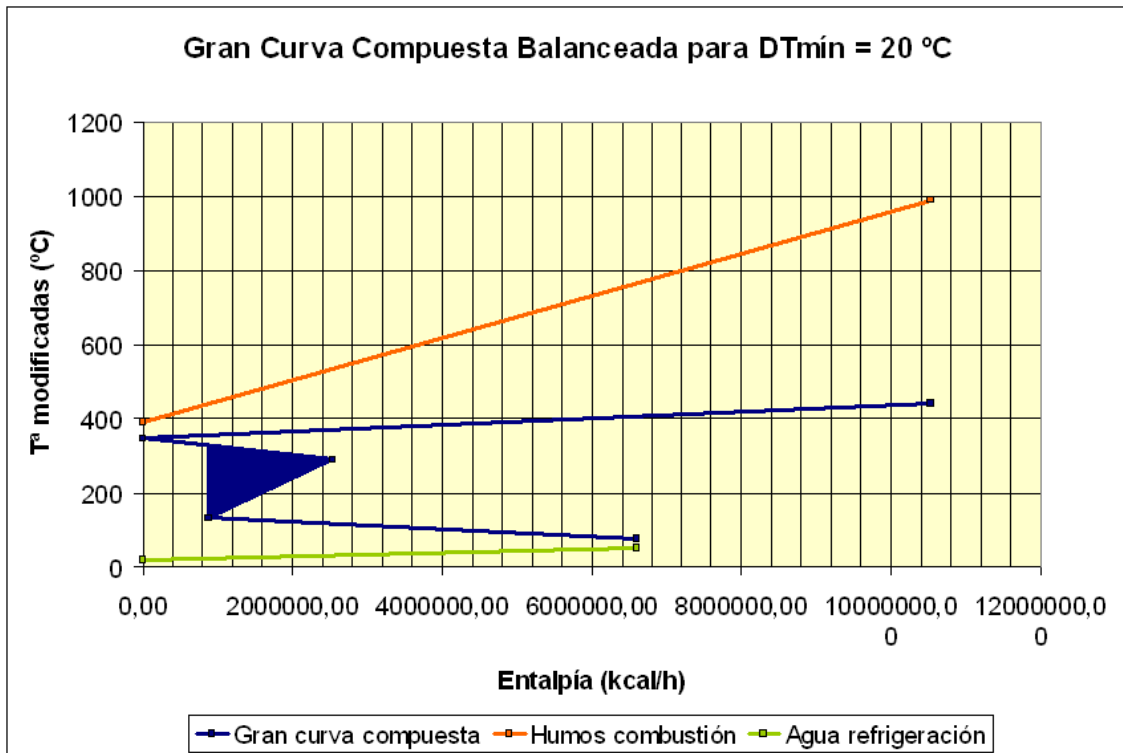


Figura 4.28. Gran curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C.

Una vez conocidos los requerimientos energéticos del proceso, además de los costes que suponen los servicios auxiliares utilizados, podemos entonces calcular los costes variables del proceso:

- Coste de generación de humos de combustión:

$$\text{CosteGeneración} = 110.000 \frac{\$}{\text{MW} \cdot \text{año}} \times 0,71 \frac{\text{Euros}}{\$} \times \frac{4,184}{3.600.000} \frac{\text{MW}}{\text{kcal} / \text{h}} \times 10.527.187,50 = 955.548,13 \frac{\text{Euro}}{\text{año}}$$

- Coste de agua de refrigeración:

$$\text{CosteAgua} = 15.000 \frac{\$}{\text{MW} \cdot \text{año}} \times 0,71 \frac{\text{Euros}}{\$} \times \frac{4,184}{3.600.000} \frac{\text{MW}}{\text{kcal} / \text{h}} \times 6.940.012,04 = 81.618,48 \frac{\text{Euro}}{\text{año}}$$

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

A continuación, en la tabla 4.79 englobamos todos los resultados obtenidos hasta el momento, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C.

Humos de combustión		Agua de refrigeración		PUNTO PINCH	
Aporte (kcal/h)	Coste (€/año)	Aporte (kcal/h)	Coste (€/año)	caliente	frío
10.527.187,50	955.548,13	6.940.012,04	81.618,48	365 °C	345 °C

Tabla 4.79. Resultados energéticos y económicos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C.

Como explicamos en el capítulo 3, para calcular el área de la red de intercambiadores a partir de la *curva compuesta balanceada* (figura 4.27), el primer paso es dividir esta curva en tramos verticales de entalpías. Estos tramos verticales de entalpía, se marcan en el cambio de pendiente de las curvas compuestas caliente y fría, como se muestra en la figura 4.29, en la que la curva se divide en 4 tramos verticales de entalpía.

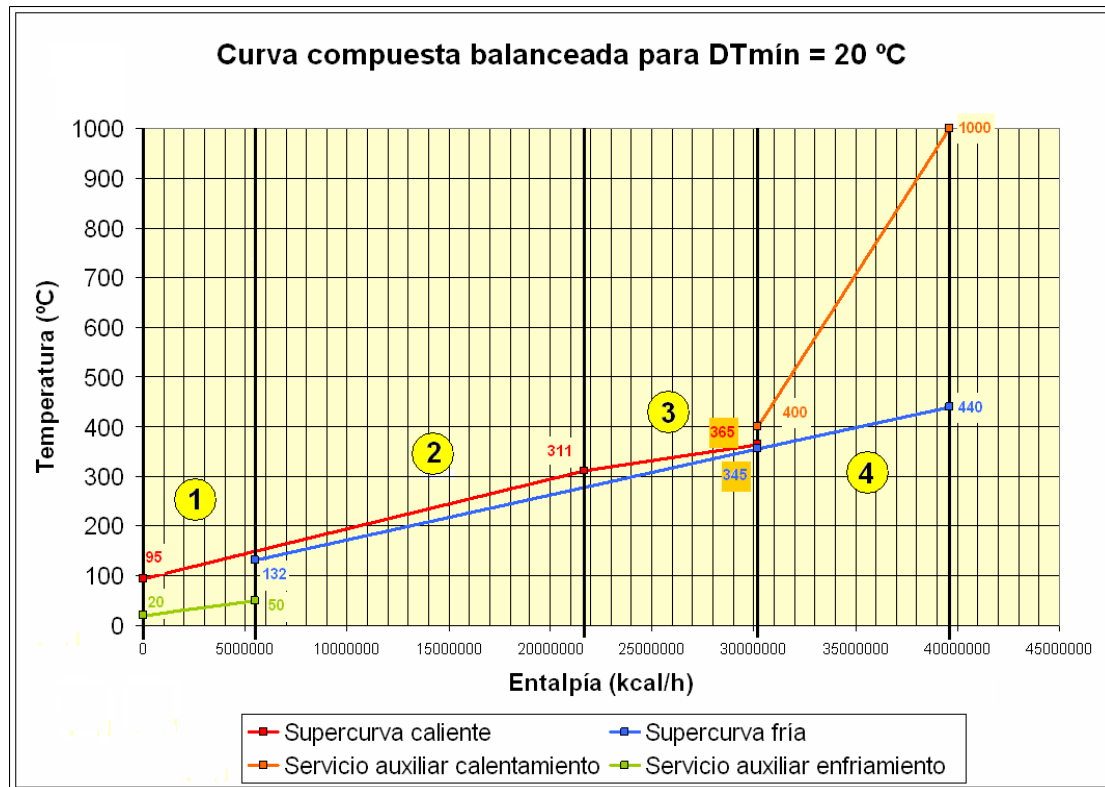


Figura 4.29. Curva compuesta balanceada del problema dividida en 4 tramos verticales de entalpía.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

A continuación, en la **tabla 4.80**, mostramos las temperaturas extremas de las corrientes caliente y fría de cada tramo de entalpía:

Tramos de entalpía	T <sup>a</sup> entrada caliente (°C)	T <sup>a</sup> salida caliente (°C)	T <sup>a</sup> entrada fría (°C)	T <sup>a</sup> salida fría (°C)
1	160,7	95	20	50
2	311	160,7	132	268,2
3	365	311	268,2	345
4	1.000	400	345	440

**Tabla 4.80. Temperaturas extremas de cada tramo de entalpía de la curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C.**

Y en la **tabla 4.81** mostramos todos los datos que necesitamos para el cálculo del área de transferencia de la red, a partir de la **ecuación 3.20**, que recordamos anteriormente.

Tramo	Corriente	Tipo	T <sup>a</sup> ent. (°C)	T <sup>a</sup> sal. (°C)	CP (kcal/h·°C)	h (kcal/h·m <sup>2</sup> ·°C)
1	Residuo	Caliente	160,7	95	100.406,25	340
	Agua Ref.	Fría	20	50	219.800,40	39.000
2	Residuo	Caliente	311	160,7	100.406,25	340
	Carga	Fría	132	268,2	110.812,50	200
3	Quench	Caliente	365	311	157.580,08	1.000
	Carga	Fría	268,2	345	110.812,50	200
4	Humos	Caliente	1.000	400	17.545,31	4.900
	Carga	Fría	345	440	110.812,50	200

**Tabla 4.66. Datos termodinámicos de las corrientes de cada uno de los tramos.**

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Por lo tanto, aplicando la **ecuación 3.20** para cada uno de los tramos verticales de entalpía, obtenemos el área total de intercambio de calor necesario en la red, que mostramos en la siguiente **tabla 4.82**:

Tramo	$\Delta T_1$ (°C)	$\Delta T_2$ (°C)	$\Delta T_{ML}$	$\Sigma(q_i/h_i)$ (m <sup>2</sup> )	$\Sigma(q_j/h_j)$ (m <sup>2</sup> )	$A_k$ (m <sup>2</sup> )
1	110,7	75,0	91,7	19.366,50	169,08	213,08
2	42,8	28,7	35,3	44.330,04	75.468,69	3.397,38
3	20,0	42,8	30,0	8.509,32	42.546,62	1.703,89
4	560,0	55,0	217,6	2.148,41	52.635,94	251,75
						<b>5.566,09</b>

**Tabla 4.82. Resultados del cálculo del área de intercambio de calor de la red.**

Pero el valor de área que hemos obtenido aún no es el definitivo, ya que, como explicamos anteriormente, en los intercambiadores de carcasa y tubo tipo 1-2 o *intercambiadores multipaso*, debido a que no todo el flujo es en contracorriente, la media logarítmica de temperaturas efectiva es menor que la calculada, por lo que, para hallarla, se emplea el factor  $F_T$ . Así que, a partir de las ecuaciones que recordamos anteriormente, calculamos este factor y lo aplicamos al área de transferencia obtenido anteriormente en la **tabla 4.82**, para obtener el área final de intercambio de calor de la red. En la **tabla 4.83** mostramos los cálculos realizados para ello.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Tramos	$R$	$P_{N-2N}$	$W_k$	$N_k$	$[N]_k$	$P_{1-2}$	$F_{1-2}$	$A_{1-2} (m^2)$
1	2,189	0,213	0,436	0,469	1	0,213	0,959	222,12
2	1,104	0,761	0,896	3,644	4	0,479	0,795	4.273,50
3	0,703	0,793	1,475	1,958	2	0,609	0,760	2.240,82
4	6,316	0,145	0,197	1,427	2	0,114	0,944	266,77
					9			7.003,21

**Tabla 4.83. Resultados del cálculo del área que supone el intercambio de calor con intercambiadores tipo 1-2 en serie.**

Así que, una vez obtenida el área total de transferencia de calor de la red, debemos corregir los valores de  $F_T$  que no estén comprendidos entre 0,8 y 0,93, tal y como hicimos anteriormente. Vemos que el primer tramo no podemos corregirlo, ya que no podemos disminuir el número de intercambiadores en él, puesto que dispone de un solo intercambiador. En cambio, los demás tramos si pueden corregirse a priori, aumentando en una unidad el número de intercambiadores en serie de los tramos 2 y 3, y disminuyendo en una unidad el número de intercambiadores en serie del tramo 4. En la **tabla 4.84** mostramos los resultados obtenidos de la corrección del factor  $F_T$ .

Tramo	$[N]_k$ corregido	$P_{1-2}$ corregido	$F_{1-2}$ corregido	$A_{1-2}$
1	1	0,231	0,962	194,70
2 (*)	5	0,426	0,878	3.867,71
3 (*)	3	0,493	0,907	1.877,91
4 (*)	1	0,145	0,548	-----
4	2	0,114	0,944	266,77
11				6.234,51

**Tabla 4.84. Resultados del cálculo del área de intercambio tras la corrección de  $F_T$ .**



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

(\*) En la tabla anterior, los tramos marcados con el asterisco han sido corregidos.

Como, al corregir el valor de  $F_T$  del tramo 4, hemos obtenido un valor fuera del rango correcto, deshacemos la corrección, tomando de nuevo el valor de  $F_T$  que obtuvimos en la **tabla 4.83**.

Recordamos que en el tramo 3 los intercambiadores actuales de la unidad de *Craqueo Térmico* tiene un sobre espesor 3 mm por corrosión. Así que, para realizar el cálculo del coste de la red obtenida mediante el *Análisis Pinch*, tendremos en cuenta este sobre espesor y las duras condiciones a las que están sometidos estos intercambiadores (ya que por sus tubos circula producto del fondo de la torre, que es muy viscoso y está a muy alta temperatura), por lo que en el tramo 3 de nuestro estudio, usaremos la **ecuación 3.66** que vimos anteriormente, aumentando el área de ese tramo.

De modo que, aplicando los parámetros que vimos en la **tabla 4.21** a las **ecuaciones 3.65 y 3.67**, vistas anteriormente, obtenemos lo que vemos a continuación.

$$\phi = \left( \frac{450}{575} \right)^{\frac{1}{i}} \cdot \left( \frac{6.234,51}{11} \right)^{1-\frac{1}{i}} = 0,783$$

$$A_3^* = \sum_{k=1}^K \frac{1}{\Delta T_{ML_K}} \cdot \left( \sum_i^I \frac{q_i}{\phi_i \cdot h_i} + \sum_j^J \frac{q_j}{\phi_j \cdot h_j} \right) = \frac{A_3}{\phi} = \frac{1.877,91}{0,783} = 2.399,55 \text{ m}^2$$

$$C.Red = 11 \times \left[ 26.500 + 730 \times \left( \frac{6.756,16}{11} \right)^1 \right] \times 0,71 \frac{\text{euros}}{\$} \times 1,07 = 3.968.288,36 \text{ €}$$

Así que, el coste total de la red de intercambiadores (aplicándole un 7% de IVA) es de 3.968.288,36 €. Este coste se trata del *coste fijo* que supone implantación de la red de intercambiadores. Si sumamos a este coste el *coste variable* antes calculado, que se trata del coste que supone el consumo de *utilities* como energía, y que era de 1.037.166,61 €, obtenemos un coste total, para  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C, de 5.005.454,97 €.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

En la **tabla 4.84** resumimos todos los resultados obtenidos del análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C.

	caliente	frío
<b>PUNTO PINCH</b>	<b>365 °C</b>	<b>345 °C</b>
	<b>Aporte (kcal/h)</b>	<b>Coste (€/año)</b>
<b>Humos combustión</b>	<b>10.527.187,50</b>	<b>955.548,13</b>
<b>Agua refrigeración</b>	<b>6.940.012,04</b>	<b>81.618,48</b>
	<b>COSTE VARIABLE (€)</b>	<b>1.037.166,61</b>
<b>Área total intercambio (m<sup>2</sup>)</b>		<b>6.234,51</b>
<b>Nº intercambiadores en serie</b>		<b>11</b>
	<b>COSTE FIJO (€)</b>	<b>3.968.288,36</b>
	<b>COSTE TOTAL (€) *</b>	<b>5.005.454,97</b>

Tabla 4.84. Resultados obtenidos del análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C.

\* Coste total referido a un año.

## ANÁLISIS PINCH PARA $\Delta T_{\min} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$

Al igual que hicimos anteriormente, utilizaremos el primer método de ajuste de temperaturas, quedándonos la **tabla 4.85**, que vemos a continuación:

Temperaturas modificadas ( $T^*$ )			
Corriente	$T^a$ original ( $^{\circ}\text{C}$ )	$T^a$ ajustada, $T^*$ ( $^{\circ}\text{C}$ )	Orden
<b>Quench</b>	365	335	<b><math>T_2</math></b>
	311	281	<b><math>T_3</math></b>
<b>Residuo</b>	311	281	<b>Duplicado</b>
	95	65	<b><math>T_5</math></b>
<b>Carga</b>	132	132	<b><math>T_4</math></b>
	440	440	<b><math>T_1</math></b>

Tabla 4.85. Tabla de temperaturas modificadas de las corrientes del problema para  $\Delta T_{\min} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

A continuación mostramos en la **tabla 4.86** los intervalos de temperatura definidos con las temperaturas modificadas de la **tabla 4.85** y veremos las corrientes que se localizan en cada uno de ellos, para luego, en la **tabla 4.87**, calcular el incremento de entalpía de cada intervalo.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

T <sup>a</sup> ficticia T* (°C)	Intervalo T <sub>i-1</sub> - T <sub>i</sub> (°C)	Corrientes		
		Quench (Q)	Residuo (R)	Carga (C)
T <sup>*</sup> <sub>1</sub> = 440				
T <sup>*</sup> <sub>2</sub> = 335	ΔT <sub>1-2</sub> = 105	↓		↑
T <sup>*</sup> <sub>3</sub> = 281	ΔT <sub>2-3</sub> = 54	↓		↑
T <sup>*</sup> <sub>4</sub> = 132	ΔT <sub>3-4</sub> = 149		↓	↑
T <sup>*</sup> <sub>5</sub> = 65	ΔT <sub>4-5</sub> = 67		↓	

Tabla 4.86. Intervalos de temperatura del problema.

De modo que, realizando los cálculos con la **expresión 3.5**, que vimos anteriormente, obtenemos la **tabla 4.73**, tomando los valores de poder calorífico de cada corriente de la **tabla 4.55**.

T* (°C)	ΔT <sub>i</sub> (°C)	Σ CP <sub>Calientes</sub> - Σ CP <sub>Frias</sub>	ΔH <sub>i</sub> (kcal/h)	
T <sup>*</sup> <sub>1</sub> = 440				
T <sup>*</sup> <sub>2</sub> = 335	ΔT <sub>1-2</sub> = 105	CP <sub>Q</sub> -CP <sub>C</sub>	-11.635.312,50	<i>Déficit de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>3</sub> = 281	ΔT <sub>2-3</sub> = 54	CP <sub>Q</sub> -CP <sub>C</sub>	2.525.449,54	<i>Exceso de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>4</sub> = 132	ΔT <sub>3-4</sub> = 149	CP <sub>R</sub> -CP <sub>C</sub>	-1.550.531,25	<i>Déficit de energía</i>
T <sup>*</sup> <sub>5</sub> = 65	ΔT <sub>4-5</sub> = 67	CP <sub>R</sub>	6.727.218,75	<i>Exceso de energía</i>
		ΔH <sub>i</sub> TOTAL (kcal/h)	-3.933.175,46	

Tabla 4.87. Incremento de entalpía de cada intervalo de temperatura del problema.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Como vemos en la **tabla 4.87**, tenemos un exceso total de energía de 3.933.175,46 kcal/h, que es lo que obtuvimos en la **tabla 4.55**, y lo que obtuvimos en los casos anteriores para los valores de  $\Delta T_{\min}$  de 10 y 20 °C.

Entonces, a partir de los resultados obtenidos en la **tabla 4.87**, mostramos, en la **tabla 4.88**, el *diagrama de cascada* del problema, que corrigiendo el efecto que viola la *Segunda Ley de la Termodinámica*, nos hace obtener la última columna de esta tabla.

$T^*$ (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)	$\Delta H_i$ corregido (kcal/h)	
$T_1^* = 440$	0	11.635.312,50	<i>Energía a aportar como calefacción</i>
$T_2^* = 335$	-11.635.312,50	0	<b>PUNTO PINCH</b>
$T_3^* = 281$	-9.109.862,96	2.525.449,54	
$T_4^* = 132$	-10.660.394,21	974.918,29	
$T_5^* = 65$	-3.933.175,46	7.702.137,04	<i>Energía a retirar como refrigeración</i>

**Tabla 4.88.** Diagrama de cascada de calor del problema.

En la **figura 4.30** vemos la *gran curva compuesta* que obtenemos a partir del *diagrama de cascada* de la **tabla 4.88**, en la cual observamos la existencia de un *pocket* de recuperación de calor por debajo del *punto pinch*, que minimiza el calor a retirar del proceso, es decir, disminuye las necesidades mínimas  $Q_c$ , disminuyendo el consumo de agua de refrigeración y racionalizando el funcionamiento de los paquetes de aerorrefrigerantes de la corriente de residuo que se envía a tanque.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

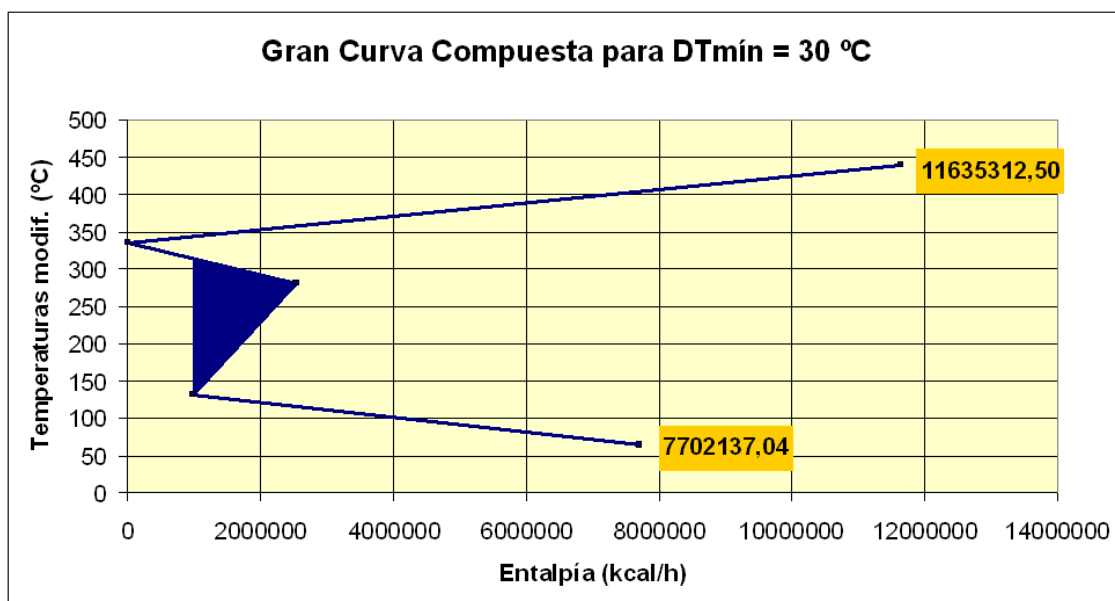


Figura 4.30. Gran curva compuesta del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

En la **tabla 4.89**, que vemos a continuación, mostramos las conclusiones obtenidas del estudio energético realizado a nuestro problema, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ :

<b>Energía mínima a aportar como calefacción</b>		<b>11.635.312,50 kcal/h</b>
<b>Energía mínima a retirar como refrigeración</b>		<b>7.702.137,04 kcal/h</b>
<b>PUNTO PINCH</b>	<b>ficticio</b>	<b>335 °C</b>
	<b>caliente</b>	<b>365 °C</b>
	<b>frío</b>	<b>335 °C</b>

Tabla 4.89. Resultados energéticos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

A continuación vamos a construir la *curva compuesta* del problema. Para ello, primero aplicaremos la **ecuación 3.5** que vimos anteriormente, pero en este caso diferenciando las corrientes calientes y frías y con las temperaturas reales (ajustes desechos). En la **tabla 4.90** mostramos los resultados obtenidos:

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$\Delta T_i$ (°C)	T <sub>Frías</sub> (°C)	$\Delta H_j$ (kcal/h)	T <sub>Calientes</sub> (°C)	$\Delta H_i$ (kcal/h)
	T <sub>1</sub> = 65		T <sub>1</sub> = 95	
$\Delta T_{1-2} = 67$	T <sub>2</sub> = 132	0	T <sub>2</sub> = 162	6.727.218,75
$\Delta T_{2-3} = 149$	T <sub>3</sub> = 281	16.511.062,50	T <sub>3</sub> = 311	14.960.531,25
$\Delta T_{3-4} = 54$	T <sub>4</sub> = 335	5.983.875,00	T <sub>4</sub> = 365	8.509.324,54
$\Delta T_{4-5} = 105$	T <sub>5</sub> = 440	11.635.312,50	T <sub>5</sub> = 470	0

Tabla 4.90. Diferencias de entalpía de cada intervalo de temperatura.

A continuación, se acumulan los incrementos de entalpías, para cada tipo de corriente, ya sea caliente o fría, para preparar los datos a graficar. Las corrientes calientes comienzan con una entalpía acumulada de 0 kcal/h a la temperatura más baja (95 °C), mientras que a las corrientes frías se les agrega la cantidad mínima de refrigeración a todos los valores de entalpía, lo que ocasiona que la curva fría se ubique por debajo de la caliente a una distancia vertical igual a  $\Delta T_{\min}$  en algún punto del diagrama temperatura-entalpía, el cual representa el *punto pinch*, que debe coincidir con lo obtenido analíticamente en la **tabla 4.89**. En la **tabla 4.91** vemos las entalpías acumuladas en cada tramo de temperatura, valores que no servirán para dibujar la *curva compuesta* de las corrientes del problema, que podremos ver más adelante en la **figura 4.31**.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$T_{\text{Frías}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta H_j$ (kcal/h)	$T_{\text{Calientes}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta H_i$ (kcal/h)
$T_1 = 65$		$T_1 = 95$	0
$T_2 = 132$	7.702.137,04	$T_2 = 162$	6.727.218,75
$T_3 = 281$	24.213.199,54	$T_3 = 311$	21.687.750,00
$T_4 = 335$	<b>30.197.074,54</b>	$T_4 = 365$	<b>30.197.074,54</b>
$T_5 = 440$	41.832.387,04	$T_5 = 470$	

**Tabla 4.91.** Diferencias de entalpía acumuladas en cada intervalo de temperatura.

Podemos demostrar que los resultados obtenidos en esta tabla cuadran si al restar la energía máxima de la columna de corrientes frías menos la de la columna de corrientes calientes obtenemos la energía necesaria para calentar las corrientes frías con servicios auxiliares. Vemos que los resultados si cuadran:

$$41.832.387,04 - 30.197.074,54 = 11.635.312,50 \text{ kcal/h}$$

De la **tabla 4.91** también podemos ver que la entalpía acumulada en las *temperaturas pinch*, tanto para la corriente caliente como para la fría, son iguales, lo que significa que en la *curva compuesta* estas dos temperaturas estarán en una línea recta vertical a 30.197.074,54 kcal/h (igual que para  $\Delta T_{\text{mín}} = 10$  y  $20^{\circ}\text{C}$ ) de entalpía, diferenciadas verticalmente por  $30^{\circ}\text{C}$ , que es la  $\Delta T_{\text{mín}}$ . Por lo que será en ese punto donde se de la menor diferencia de temperatura entra las corrientes caliente y fría.



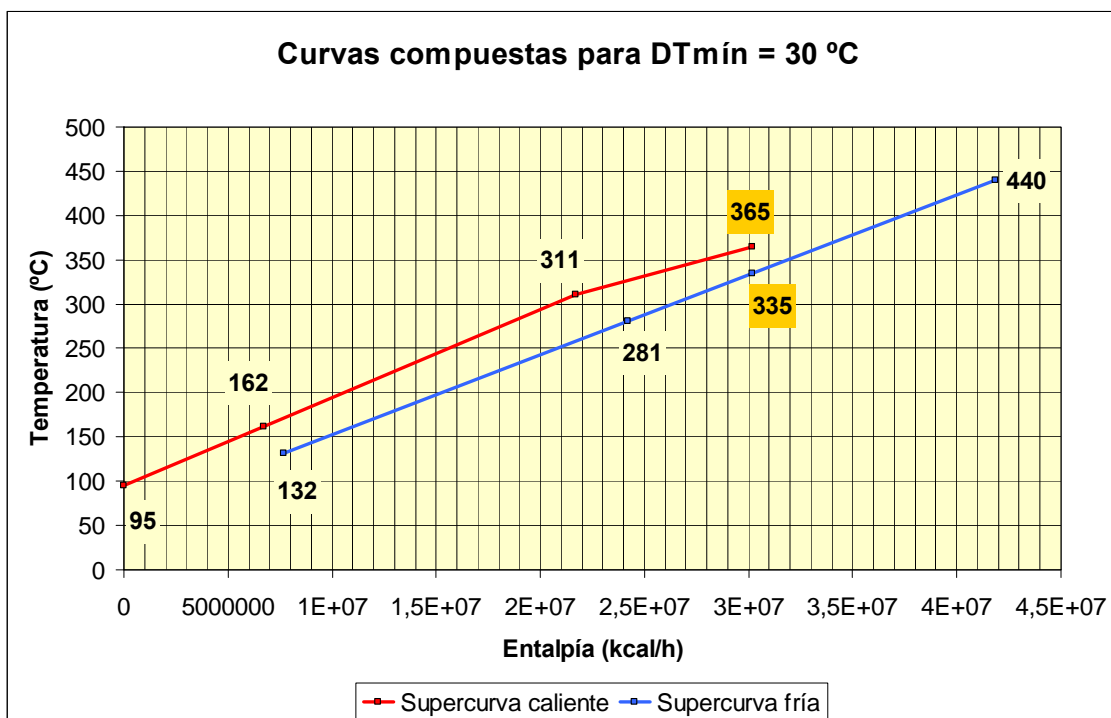


Figura 4.31. Curva compuesta del problema para  $\Delta T_{\min}$  de  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

El excedente de energía de la *supercurva* caliente, para el cual, no hay una contraparte de la curva compuesta fría, debe procesarse con servicios auxiliares de refrigeración (agua de refrigeración y aire), como vimos analíticamente mediante el diagrama de cascada de proceso, obteniendo la cantidad mínima de enfriamiento (7.702,14 Mcal/h). Igualmente, la parte de las corrientes frías que excede energéticamente a la terminación de la curva compuesta caliente indica que no existen corrientes de proceso calientes suficientes para integrarse con esta parte de la curva compuesta fría, y por lo tanto debe tratarse con servicios auxiliares de calentamiento (humos de combustión), que como obtuvimos en el diagrama de cascada de proceso, representa la cantidad mínima de calor a suministrar (11.635,31 Mcal/h). Así que, interpretando el diagrama obtenido, leemos que el punto máximo de acercamiento vertical entre las dos curvas, equivalente a una  $\Delta T_{\min}$  de  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ , representa el *punto pinch* del proceso, siendo  $335\text{ }^{\circ}\text{C}$  para las corrientes frías, y  $365\text{ }^{\circ}\text{C}$  para las corrientes calientes; la distancia horizontal entre los extremos de las curvas en la parte baja de temperatura representa cantidad mínima de enfriamiento de 7.702,14 Mcal/h, y la distancia horizontal entre los dos extremos de las curvas en la parte alta de temperatura representa la cantidad mínima de calentamiento de 11.635,31 Mcal/h.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Así que, como hemos visto, a partir de un balance de energía y con la posterior construcción del *diagrama de cascada* hemos obtenido el *punto de pliegue* o *punto pinch* divide a la red en dos zonas:

- Una zona por debajo del *punto pinch*, en la que encontramos la *supercurva caliente*, que va desde una temperatura de 365 °C (*temperatura pinch caliente*) a 95 °C, en dirección hacia la izquierda en la *curva compuesta*, tal y como vemos en la **figura 4.31**, y la *supercurva fría*, que va desde 132 °C hasta 335 °C (*temperatura pinch fría*), en dirección hacia la derecha en la *curva compuesta* de la misma figura.
- Una zona por encima del *punto pinch*, en la que encontramos solamente la *supercurva fría* (ya que el *punto pinch* coincide en un extremo de la *supercurva caliente*). La *supercurva fría* va desde una temperatura de 335 °C a 440 °C y continúa en dirección hacia la derecha en la *curva compuesta*, tal y como vemos en la misma **figura 4.31**.

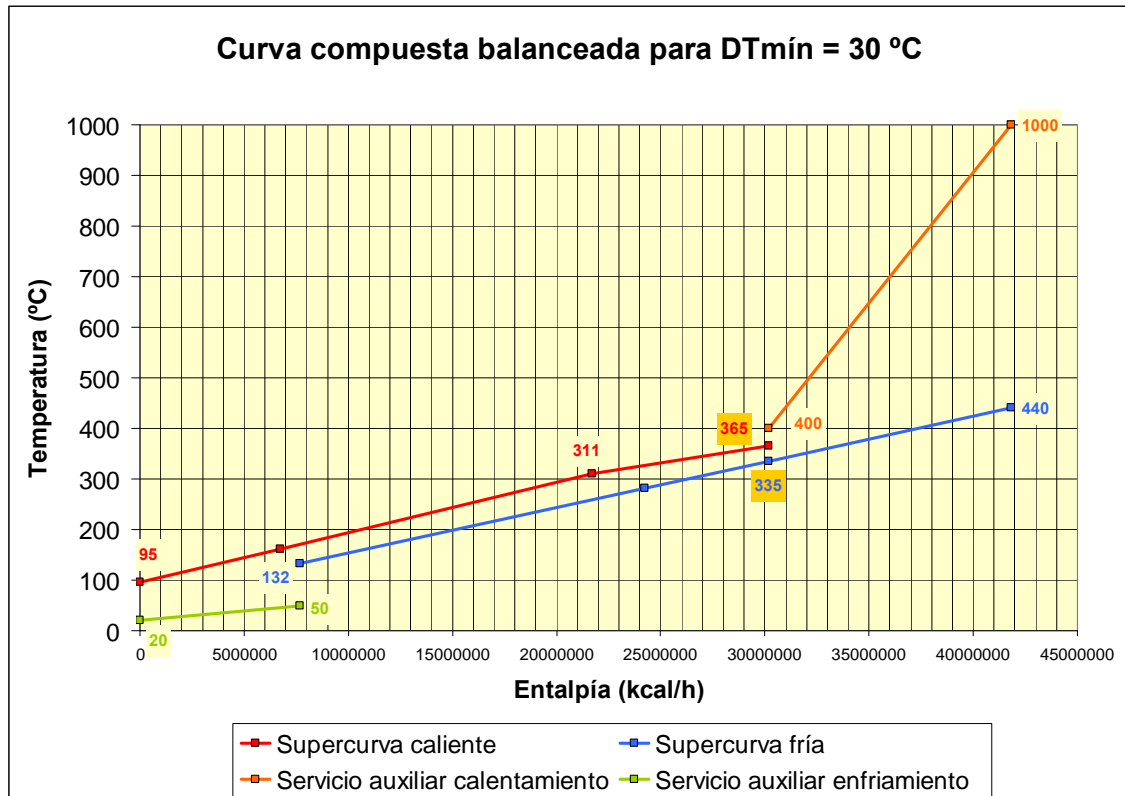
A continuación la *curva compuesta* del proceso puede completarse incluyendo los niveles de temperatura de los servicios auxiliares o *utilities* disponibles de calentamiento y de enfriamiento. En la **tabla 4.92** vemos los datos termodinámicos de estas dos corrientes de servicios auxiliares:

<i>Utilities</i>	$T_s$ (°C)	$T_o$ (°C)	$C_p$ (kcal/kg°C)	$\dot{m}$ (kg/h)	$CP$ (kcal/h°C)
<b>Humos de combustión</b>	1.000	400	0,291	66.639,82	19.392,19
<b>Agua refrigeración</b>	20	50	1	256.737,90	256.737,90

**Tabla 4.92. Datos termodinámicos de las corrientes de servicios auxiliares del problema.**

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Por lo tanto, la *curva compuesta balanceada* que se obtiene es la que vemos en la **figura 4.32**, donde los servicios auxiliares cierran el diagrama completamente, de tal forma que toda la línea de la curva compuesta caliente tiene una contraparte fría para ceder calor.



**Figura 4.32.** Curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.

Las *curvas compuestas* nos indican cuáles son las necesidades energéticas del proceso, pero no cómo cubrirlas. Esta es la principal aplicación de las *grandes curvas compuestas*. Estas curvas se usan para seleccionar los servicios auxiliares, tanto de refrigeración como de calentamiento más adecuados. Entonces, en la **figura 4.33** vemos la *gran curva compuesta balanceada* del problema, que se obtiene al representar gráficamente el *diagrama de cascada* de calor, introduciendo los servicios auxiliares de los que disponemos en el proceso, para ver si esta elección de *utilities* es correcta.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

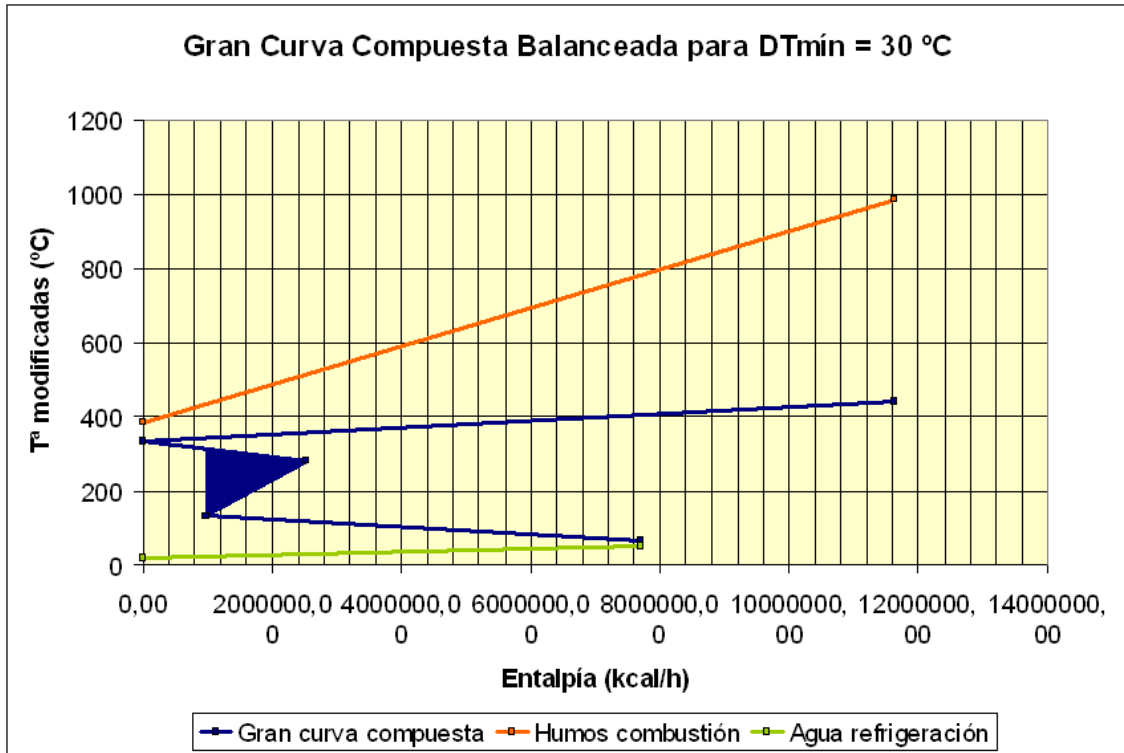


Figura 4.33. Gran curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.

Una vez conocidos los requerimientos energéticos del proceso, además de los costes que suponen los servicios auxiliares utilizados, podemos entonces calcular los costes variables del proceso:

- Coste de generación de humos de combustión:

$$\text{CosteGeneración} = 110.000 \frac{\$}{\text{MW} \cdot \text{año}} \times 0,71 \frac{\text{Euros}}{\$} \times \frac{4,184}{3.600.000} \frac{\text{MW}}{\text{kcal} / \text{h}} \times 11.635.312,50 = 1.056.132,14 \frac{\text{Euro}}{\text{año}}$$

- Coste de agua de refrigeración:

$$\text{CosteAgua} = 15.000 \frac{\$}{\text{MW} \cdot \text{año}} \times 0,71 \frac{\text{Euros}}{\$} \times \frac{4,184}{3.600.000} \frac{\text{MW}}{\text{kcal} / \text{h}} \times 7.702.137,04 = 95.334,48 \frac{\text{Euro}}{\text{año}}$$

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

A continuación, en la tabla 4.93 englobamos todos los resultados obtenidos hasta el momento, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.

Humos de combustión		Agua de refrigeración		PUNTO PINCH	
Aporte (kcal/h)	Coste (€/año)	Aporte (kcal/h)	Coste (€/año)	caliente	frío
11.635.312,50	1.056.132,14	7.702.137,04	95.334,48	365 °C	335 °C

Tabla 4.93. Resultados energéticos y económicos del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.

Como explicamos en el capítulo 3, para calcular el área de la red de intercambiadores a partir de la *curva compuesta balanceada* (figura 4.32), el primer paso es dividir esta curva en tramos verticales de entalpías. Estos tramos verticales de entalpía, se marcan en el cambio de pendiente de las curvas compuestas caliente y fría, como se muestra en la figura 4.34, en la que la curva se divide en 4 tramos verticales de entalpía.

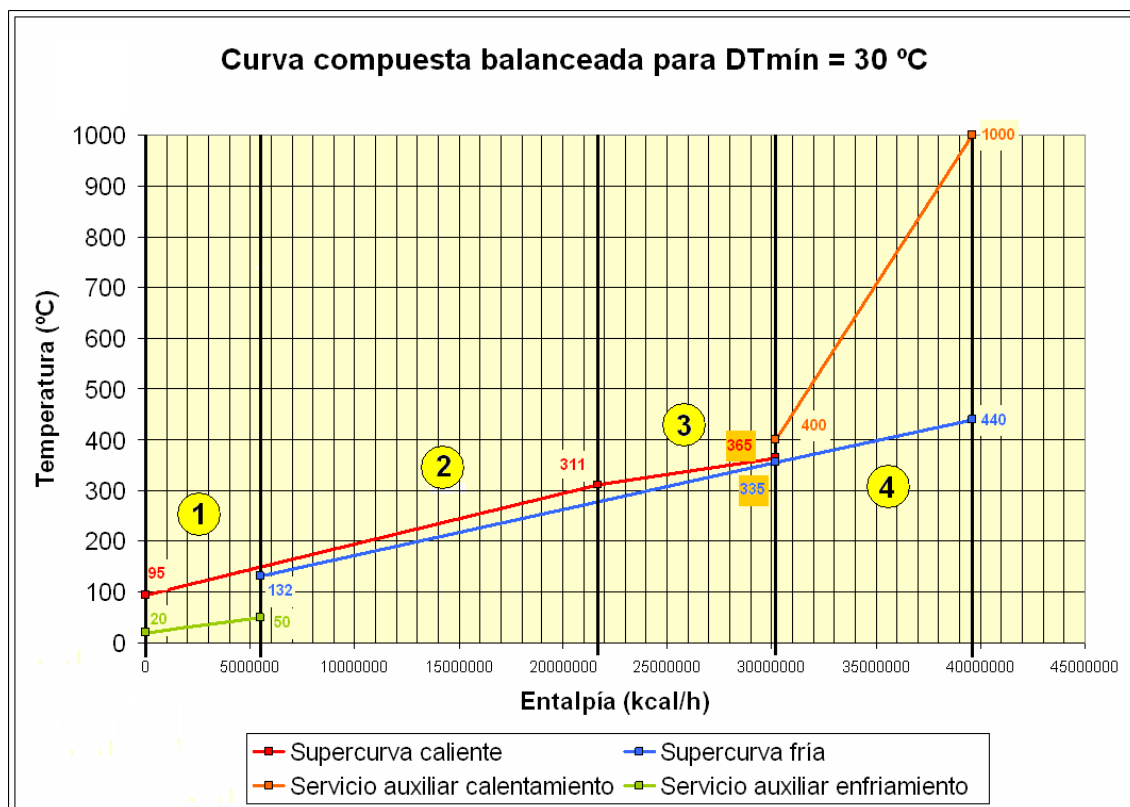


Figura 4.34. Curva compuesta balanceada del problema dividida en 4 tramos verticales de entalpía.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

A continuación, en la **tabla 4.94**, mostramos las temperaturas extremas de las corrientes caliente y fría de cada tramo de entalpía:

Tramos de entalpía	Tª entrada caliente (°C)	Tª salida caliente (°C)	Tª entrada fría (°C)	Tª salida fría (°C)
1	171,7	95	20	50
2	311	171,7	132	258,2
3	365	311	258,2	335
4	1.000	400	335	440

**Tabla 4.94.** Temperaturas extremas de cada tramo de entalpía de la curva compuesta balanceada del problema para  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.

Y en la **tabla 4.95** mostramos todos los datos que necesitamos para el cálculo del área de transferencia de la red, a partir de la **ecuación 3.20**, que recordamos anteriormente.

Tramo	Corriente	Tipo	Tª ent. (°C)	Tª sal. (°C)	CP (kcal/h·°C)	h (kcal/h·m <sup>2</sup> ·°C)
1	Residuo	Caliente	171,7	95	100.406,25	340
	Agua Ref.	Fría	20	50	256.737,90	39.000
2	Residuo	Caliente	311	171,7	100.406,25	340
	Carga	Fría	132	258,2	110.812,50	200
3	Quench	Caliente	365	311	157.580,08	1.000
	Carga	Fría	258,2	335	110.812,50	200
4	Humos	Caliente	1.000	400	19.392,19	4.900
	Carga	Fría	335	440	110.812,50	200

**Tabla 4.95.** Datos termodinámicos de las corrientes de cada uno de los tramos.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Por lo tanto, aplicando la **ecuación 3.20** para cada uno de los tramos verticales de entalpía, obtenemos el área total de intercambio de calor necesario en la red, que mostramos en la siguiente **tabla 4.96**:

Tramo	$\Delta T_1$ (°C)	$\Delta T_2$ (°C)	$\Delta T_{ML}$	$\Sigma(q_i/h_i)$ (m <sup>2</sup> )	$\Sigma(q_j/h_j)$ (m <sup>2</sup> )	$A_k$ (m <sup>2</sup> )
1	121,7	75,0	96,5	22.621,04	197,49	236,52
2	52,8	39,7	45,9	41.075,50	69.928,06	2.416,27
3	30,0	52,8	40,3	8.509,32	42.546,62	1.266,03
4	560,0	65,0	229,9	2.374,55	58.176,56	263,43
						<b>4.182,25</b>

**Tabla 4.96. Resultados del cálculo del área de intercambio de calor de la red.**

Pero el valor de área que hemos obtenido aún no es el definitivo, ya que, como explicamos anteriormente, en los intercambiadores de carcasa y tubo tipo 1-2 o *intercambiadores multipaso*, debido a que no todo el flujo es en contracorriente, la media logarítmica de temperaturas efectiva es menor que la calculada, por lo que, para hallarla, se emplea el factor  $F_T$ . Así que, a partir de las ecuaciones que recordamos anteriormente, calculamos este factor y lo aplicamos al área de transferencia obtenido anteriormente en la **tabla 4.96**, para obtener el área final de intercambio de calor de la red. En la **tabla 4.97** mostramos los cálculos realizados para ello.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

Tramos	$R$	$P_{N-2N}$	$W_k$	$N_k$	$[N]_k$	$P_{1-2}$	$F_{1-2}$	$A_{1-2} (m^2)$
1	2,557	0,198	0,378	0,497	1	0,198	0,957	247,19
2	1,104	0,705	0,896	2,592	3	0,466	0,820	2.947,13
3	0,703	0,719	1,475	1,455	2	0,524	0,882	1.435,01
4	5,714	0,158	0,208	1,372	2	0,123	0,945	278,83
					8			4.908,15

Tabla 4.97. Resultados del cálculo del área que supone el intercambio de calor con intercambiadores tipo 1-2 en serie.

Así que, una vez obtenida el área total de transferencia de calor de la red, debemos corregir los valores de  $F_T$  que no estén comprendidos entre 0,8 y 0,93, tal y como hicimos anteriormente. Vemos que el primer tramo no podemos corregirlo, ya que no podemos disminuir el número de intercambiadores en él, puesto que dispone de un solo intercambiador. Los tramos 2 y 3 tienen ambos un valor de  $F_T$  que se encuentra en este rango, mientras que el tramo 4 debemos corregirlo, disminuyendo en una unidad el número de intercambiadores en serie. En la **tabla 4.98** mostramos los resultados obtenidos de la corrección del factor  $F_T$ .

Tramo	$[N]_k$ corregido	$P_{1-2}$ corregido	$F_{1-2}$ corregido	$A_{1-2}$
1	1	0,198	0,957	247,19
2	3	0,466	0,820	2.947,13
3	2	0,524	0,882	1.435,01
4 (*)	1	0,158	0,609	-----
4	2	0,123	0,945	2.78,83
				8
				4.908,15

Tabla 4.98. Resultados del cálculo del área de intercambio tras la corrección de  $F_T$ .



#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

(\*) En la tabla anterior, los tramos marcados con el asterisco han sido corregidos.

Como, al corregir el valor de  $F_T$  del tramo 4, hemos obtenido un valor fuera del rango correcto, deshacemos la corrección, tomando de nuevo el valor de  $F_T$  que obtuvimos en la **tabla 4.97**.

Recordamos que en el tramo 3 los intercambiadores actuales de la unidad de *Craqueo Térmico* tiene un sobre espesor 3 mm por corrosión. Así que, para realizar el cálculo del coste de la red obtenida mediante el *Análisis Pinch*, tendremos en cuenta este sobre espesor y las duras condiciones a las que están sometidos estos intercambiadores (ya que por sus tubos circula producto del fondo de la torre, que es muy viscoso y está a muy alta temperatura), por lo que en el tramo 3 de nuestro estudio, usaremos la **ecuación 3.66** que vimos anteriormente, aumentando el área de ese tramo.

De modo que, aplicando los parámetros que vimos en la **tabla 4.21** a las **ecuaciones 3.65 y 3.67**, vistas anteriormente, obtenemos lo que vemos a continuación.

$$\phi = \left( \frac{450}{575} \right)^{\frac{1}{i}} \cdot \left( \frac{4.908,15}{8} \right)^{1-\frac{1}{i}} = 0,783$$

$$A_3^* = \sum_{k=1}^K \frac{1}{\Delta T_{ML_K}} \cdot \left( \sum_i \frac{q_i}{\phi_i \cdot h_i} + \sum_j \frac{q_j}{\phi_j \cdot h_j} \right) = \frac{A_3}{\phi} = \frac{1.435,01}{0,783} = 1.833,6 \text{ m}^2$$

$$C.Red = 8 \times \left[ 26.500 + 730 \times \left( \frac{5.306,76}{8} \right)^1 \right] \times 0,71 \frac{\text{euros}}{\$} \times 1,07 = 3.104.087,18 \text{ €}$$

Así que, el coste total de la red de intercambiadores (aplicándole un 7% de IVA) es de 3.104.087,18 €. Este coste se trata del *coste fijo* que supone implantación de la red de intercambiadores. Si sumamos a este coste el *coste variable* antes calculado, que se trata del coste que supone el consumo de *utilities* como energía, y que era de 1.151.466,63 €, obtenemos un coste total, para  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C, de 4.255.553,81 €.

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

En la **tabla 4.99** resumimos todos los resultados obtenidos del análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.

	caliente	frío
<b>PUNTO PINCH</b>	<b>365 °C</b>	<b>335 °C</b>
	<b>Aporte (kcal/h)</b>	<b>Coste (€/año)</b>
<b>Humos combustión</b>	<b>11.635.312,50</b>	<b>1.056.132,14</b>
<b>Agua refrigeración</b>	<b>7.702.137,04</b>	<b>95.334,48</b>
	<b>COSTE VARIABLE (€)</b>	<b>1.151.466,63</b>
<b>Área total intercambio (m<sup>2</sup>)</b>		<b>4.908,15</b>
<b>Nº intercambiadores en serie</b>		<b>8</b>
	<b>COSTE FIJO (€)</b>	<b>3.104.087,18</b>
	<b>COSTE TOTAL (€) *</b>	<b>4.255.553,81</b>

**Tabla 4.99. Resultados obtenidos del análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C.**

**\* Coste total referido a un año.**

Una vez realizado el análisis para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 30 °C, ya hemos finalizado los 3 estudios que al principio de este problema indicamos. A continuación, en la **tabla 4.100**, comparamos los resultados obtenidos en cada estudio, para ver si fuera necesario algún estudio más de este problema con otro valor de  $\Delta T_{\min}$ .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

	$\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$	$\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	$\Delta T_{\min} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$
<b><math>Q_H</math> (kcal/h)</b>	9.419.062,50	10.527.187,50	11.635.312,50
<b><math>Q_C</math> (kcal/h)</b>	5.485.887,04	6.940.012,04	7.702.137,04
<b>Coste <math>Q_H</math> (€/año)</b>	854.964,12	955.548,13	1.056.132,14
<b>Coste <math>Q_C</math> (€/año)</b>	67.902,48	81.618,48	95.334,48
<b>Coste variable total (€/año)</b>	922.866,60	1.037.166,61	1.151.466,63
<b><math>A_{1-2}</math> (m<sup>2</sup>)</b>	10.578,32	6.234,51	4.908,15
<b><math>N_{1-2}</math></b>	14	11	8
<b>Coste fijo total (€)</b>	6.148.386,70	3.968.288,36	3.104.087,18
<b>COSTE TOTAL AÑO (€)</b>	7.071.253,30	5.005.454,97	4.255.553,81

**Tabla 4.100. Comparación de resultados obtenidos de distintos estudios al problema.**

Con los resultados obtenidos demostramos lo explicado anteriormente en el **capítulo 3**. Conforme aumentamos la diferencia mínima de temperatura, mayores son también los requerimientos energéticos que necesitamos, tanto de calefacción como de refrigeración, aumentando sí los costes variables del problema. En cambio, a mayor diferencia de temperatura mínima, menor es el área de transferencia de calor necesaria de la red, con lo que disminuyen también los costes fijos.

En cuanto al coste total del estudio, vemos que conforme aumentamos la diferencia mínima de transferencia de calor, disminuye el coste total del proyecto, tal y como ocurría en el caso anterior. Para los 3 casos estudiados (10, 20 y 30 °C) no hemos concluido un mínimo en la curva de costes totales, ya que va decreciendo conforme aumentamos el valor de  $\Delta T_{\min}$ . Por lo tanto, necesitamos más valores de estudio de  $\Delta T_{\min}$ , para ver si en algún momento la curva de costes totales comienza a aumentar, formando un mínimo, o si sigue disminuyendo. Los valores que vamos a someter a estudio son  $\Delta T_{\min} = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$  y  $\Delta T_{\min} = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$  y  $\Delta T_{\min} = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$ , cuyos resultados vemos a continuación en la **tabla 4.101**, donde aparecen los resultados de todos los valores de estudio de  $\Delta T_{\min}$ .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$\Delta T_{\min} \rightarrow$	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C
<b>Punto pinch (°C)</b>	365 - 355	365 - 345	365 - 335	365 - 325	365 - 315	365 - 305
<b>Q<sub>H</sub> (Mcal/h)</b>	9.419,06	10.527,19	11.635,31	12.743,44	13.851,56	14.960
<b>Q<sub>C</sub> (Mcal/h)</b>	5.485,89	6.940,01	7.702,14	8.810,26	9.918,39	11.026,51
<b>Coste Q<sub>H</sub> (M€/año)</b>	0,855	0,956	1,056	1,157	1,257	1,358
<b>Coste Q<sub>C</sub> (M€/año)</b>	0,068	0,082	0,095	0,109	0,123	0,136
<b>C. V. total (M€/año)</b>	0,923	1,037	1,151	1,266	1,380	1,494
<b>A<sub>1-2</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	10.578,32	6.234,51	4.908,15	3.642,64	3.074,81	2.660,33
<b>N<sub>1-2</sub></b>	14	11	8	8	7	6
<b>C. F. total (M€)</b>	6,148	3,968	3,104	2,349	1,982	1,728
<b>C. TOTAL AÑO (M€)</b>	7,071	5,005	4,255	3,615	3,362	3,223

Tabla 4.101. Comparación de resultados obtenidos de distintos estudios al problema.

Como podemos ver en los resultados de la **tabla 4.101**, conforme aumentamos el valor de  $\Delta T_{\min}$ , aumentan los costes totales con respecto al anterior estudio, por lo que esto nos indica que en el rango estudiado, no existe un mínimo en la curva de costes totales que nos de el valor de  $\Delta T_{\min}$  óptimo.

Otro dato que podemos extraer de esta tabla es el valor de  $\Delta T_{\min}$  del proceso actual, fijándonos en los requerimientos energéticos de calefacción y refrigeración con servicios auxiliares. En la **tabla 4.1** que vimos al principio de este capítulo mostramos

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

las necesidades energéticas del proceso actual, especificando los servicios auxiliares utilizados. Así, el requerimiento energético de calefacción era de 12.743.437,5 kcal/h, mientras que el requerimiento energético de refrigeración, sin tener en cuenta el enfriador de *quench*, es de 9.438.187,4 kcal/h. Entonces, el valor de  $\Delta T_{\min}$  que más se asemeja a estos datos es de 40 °C, ya que, según la **tabla 4.101**, los requerimientos energéticos de servicios auxiliares de calefacción y refrigeración son de 12.743,44 y 8.810,26 Mcal/h, respectivamente, de manera que el primero es igual y el segundo se acerca bastante. Así que, a la hora de elegir el valor de  $\Delta T_{\min}$  práctico para el diseño de la red de intercambiadores de calor, debemos tener en cuenta el valor de  $\Delta T_{\min}$  actual, ya que sería interesante disminuirlo, con el fin de obtener cierto ahorro energético, procurando también que no aumenten mucho los costes fijos debidos a esta mejora de la red.

En la **tabla 8.5** del capítulo de *Anexos* mostraremos todos los resultados de los estudios de este caso, desde el valor de  $\Delta T_{\min} = 1$  °C hasta 60 °C, diferenciados en una unidad.

El siguiente paso a seguir es dibujar las curvas de costes variables, costes fijos y costes totales, con el fin de obtener el valor de  $\Delta T_{\min}$  óptimo del problema, que en nuestro caso no obtendremos, ya que en el rango estudiado no disponemos de mínimo en esta curva.

Como explicamos en el **apartado 3.7** del **capítulo 3**, lo normal es graficar los costes totales obtenidos para cada valor de  $\Delta T_{\min}$  frente a ese parámetro, aunque también se puede graficar, por separado, los costes energéticos y costes fijos frente a  $\Delta T_{\min}$ . Hay veces que el coste total mínimo de la curva de costes totales coincide con la intersección de las curvas de coste de energía y de costes fijos, aunque no siempre ocurre esto. En nuestro caso si coincide, porque hasta  $\Delta T_{\min} = 60$  °C las curvas de costes fijos y variables no se cruzan, aunque acercan bastante, mientras que la curva de costes totales va disminuyendo, aunque sin llegar aun al mínimo.

A continuación mostramos, en la **tabla 4.102** los costes fijos, variables y totales para cada valor de  $\Delta T_{\min}$  graficado, y en las **figuras 4.35 y 4.36** vemos las siguientes gráficas: *Costes fijos y variables vs  $\Delta T_{\min}$* , y *Costes totales vs  $\Delta T_{\min}$* .

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

$\Delta T_{\min}$	Costes fijos (€)	Costes variables (€/año)	Costes totales (€)
1	13.415.921,07	819.996,58	14.235.917,65
10	6.148.386,70	922.866,60	7.071.253,30
20	3.968.288,36	1.037.166,61	5.005.454,97
30	3.104.087,18	1.151.466,63	4.255.553,81
40	2.348.879,89	1.265.766,64	3.614.646,54
50	1.982.431,97	1.380.066,66	3.362.498,63
60	1.728.252,09	1.494.366,68	3.222.618,76

Tabla 4.102. Costes fijos, variables y totales de los distintos estudios al problema.

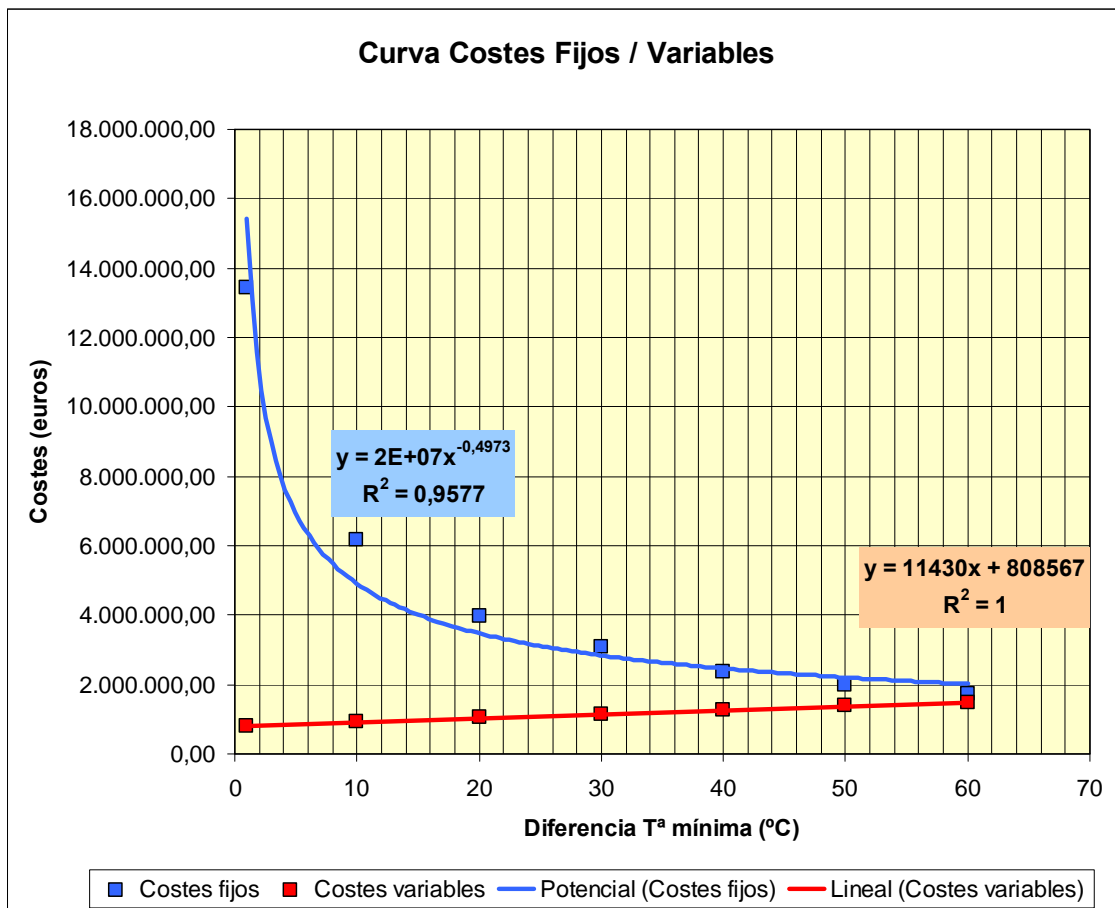


Figura 4.35. Curvas de costes fijos y variables vs  $\Delta T_{\min}$ .

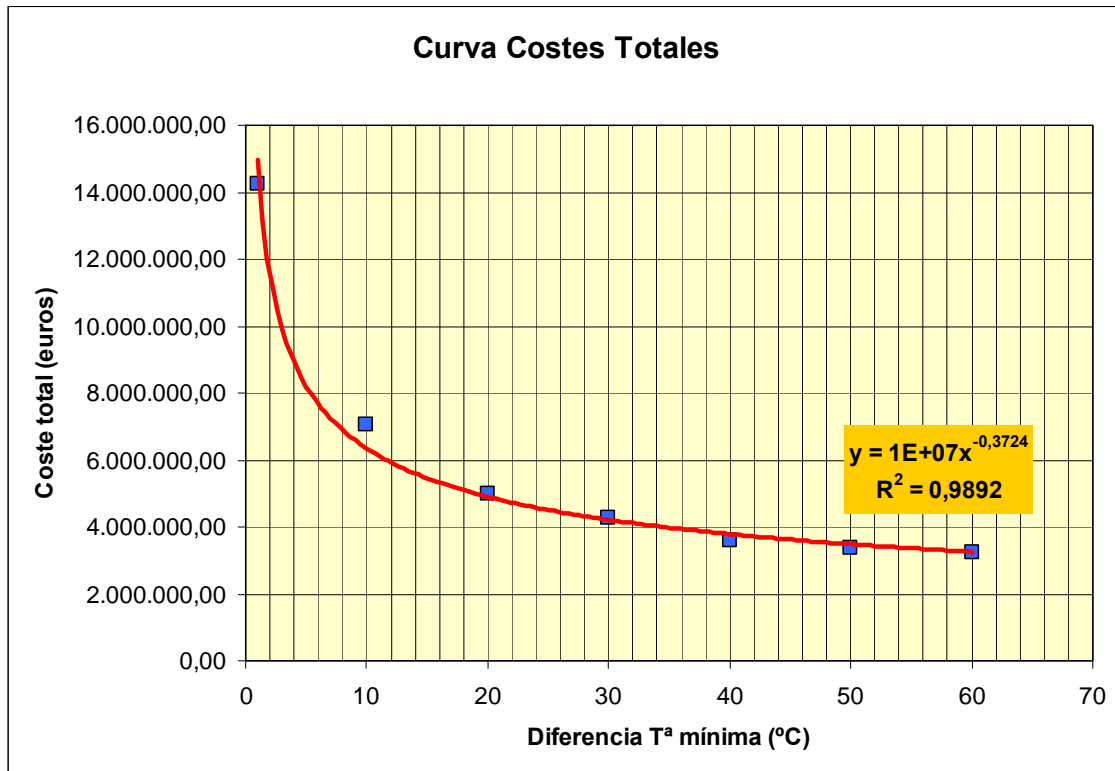


Figura 4.36. Curvas de costes totales vs  $\Delta T_{\min}$ .

Por lo tanto, el valor de  $\Delta T_{\min}$  óptimo de nuestro problema no estaría claramente definido, ya que aun necesitamos más valores de estudio para ver si en algún momento la curva de costes totales comenzara a ascender. De todos modos, no es necesario seguir graficando valores de  $\Delta T_{\min}$ , ya que el estudio que hemos realizado se trata de una *Análisis Pinch*, por lo que no es tan importante obtener un valor de  $\Delta T_{\min}$  óptimo, sino lo es más obtener un valor de  $\Delta T_{\min}$  práctico que podamos aplicar a nuestro problema.

De las gráficas anteriores, se deducen tres situaciones importantes, que ya explicamos en el **capítulo 3**, y que en el estudio del problema del caso 1 también se cumplieron, al igual que ahora. Recordamos estas situaciones:

- Un aumento en  $\Delta T_{\min}$  aumenta la energía requerida por servicios auxiliares, aumentando sus costes (recta ascendente de la **figura 4.35**) y reduce los costes de equipos, ya que el área de intercambio de calor requerida para cumplir los requisitos energéticos es mínima (curva de la **figura 4.35** que desciende desde un máximo a la izquierda del gráfico, hasta un mínimo a la derecha de éste).

#### 4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico

- Una disminución en  $\Delta T_{\min}$  disminuye los requerimientos energéticos de servicios auxiliares, aunque por el contrario se necesitará un área de intercambio de calor mayor para satisfacer el efecto anterior, lo cual conlleva que los costes de equipos aumenten. Esto se ve en la misma **gráfica 4.35**, pero ahora moviéndonos hacia la izquierda del gráfico.
- Un  $\Delta T_{\min}$  óptimo existe donde la suma del costo anual total de energía auxiliar y del costo total de equipos se minimizan. En el caso de la **figura 4.36** no existe tal mínimo, ya que los costes totales disminuyen conforme aumenta el valor de  $\Delta T_{\min}$ .

Así que, al no tener un valor de  $\Delta T_{\min}$  óptimo, al igual que en el caso anterior, toma importancia la etapa de elección de un valor de  $\Delta T_{\min}$  práctico, que utilizaremos para el intercambio de calor. De este modo, una vez elegido el tipo de problema más favorable (ya sea el caso 1 que vimos en este **apartado 4.1** o el caso 2 que acabamos de ver) procedemos al diseño de la red de intercambiadores para un valor de  $\Delta T_{\min}$  práctico elegido, de manera que minimice los costes de las posibles reformas o mejoras realizadas a la unidad. Esta es una de las etapas más importantes de este análisis, ya que dependiendo del valor de  $\Delta T_{\min}$  práctico tomado, obtendremos más o menos ahorro energético en el proceso y también mayor o menor coste derivado de esta mejora. Tal y como especificamos anteriormente en el **apartado 4.1**, esta elección de  $\Delta T_{\min}$  práctico la tomaremos en el **capítulo 6** del presente estudio, donde realizaremos posteriormente el diseño de la red de intercambio de calor para ese valor de  $\Delta T_{\min}$  práctico.

Una vez realizado el *Análisis Pinch* para los dos casos expuestos en este capítulo, en el siguiente vamos a realizar un balance de materia y energético al proceso de combustión que se produce en el horno de proceso, con el fin de calcular, para cada uno de los valores de  $\Delta T_{\min}$  estudiados, y para cada caso, el caudal másico de combustible necesario y la cantidad de  $\text{CO}_2$  emitido a la atmósfera. Este cálculo nos será útil para la conclusión final del estudio en el **capítulo 6**, ya que intentaremos conseguir el mayor ahorro de combustible y de  $\text{CO}_2$  emitido posible, con el fin de abaratar el proceso de combustión del horno y de ser lo más respetuoso posible con el medioambiente.



En la industria, la obtención de productos a partir de materias primas implica invariablemente el suministro de una determinada cantidad de energía primaria que, en sucesivos saltos, será empleada en el tratamiento de las sustancias. En la mayor parte de la industria, la energía que se suministra al fluido de proceso procede mayoritaria mente de tres fuentes:

- Directa de la *combustión de fuel oil y fuel gas*, aportada en hornos de proceso.
- De *vapor de agua*, aportada mediante cambiadores de calor o directamente en los strippers.
- *Eléctrica*, aportada fundamentalmente en bombas.

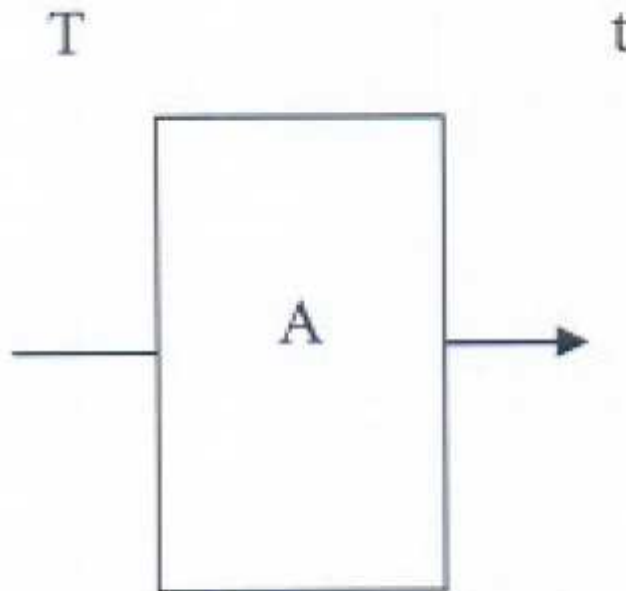
Del aporte total de energía al fluido de proceso, la procedencia por cada tipo de fuente es de 69 % energía por combustión en hornos de proceso, 25% energía por vapor y un 6% energía eléctrica. Esto pone en evidencia la importancia de la combustión y de los equipos relacionados con ella (hornos y calderas) en la industria.

Podemos decir que un horno es un espacio en el que se encuentran los tres elementos fundamentales para la combustión (aire, combustible y fuente de ignición) y cuyo interior es atravesado por tubos, por dentro de los cuales circula el fluido a calentar. Sus únicas conexiones con el exterior son: entrada de fuel (quemador), ventanas de aire y chimenea.

La transmisión de energía a la carga se realiza por los tres medios de transmisión del calor que existen, es decir, *conducción*, *convección* y *radiación*. Los dos primeros necesitan un medio a través del cual el calor se pueda transmitir, estático para la conducción y dinámico para la convección, mientras que para la radiación no necesita

ningún medio transmisor. Veamos brevemente en qué consiste cada uno de estos medios de transmisión de calor:

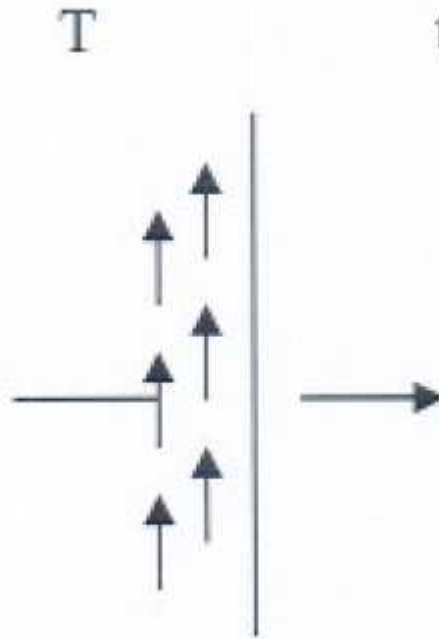
- ♦ **Transmisión de calor por conducción.** En la **figura 5.1** se muestra un caso de transmisión del calor por conducción. El recinto “A” puede estar ocupado por un sólido, un líquido o un gas. Entre ambas caras existe una diferencia de temperatura  $T > t$ , por lo que se producirá un flujo de calor a través del medio que llena el recinto “A”, que irá desde la mas alta temperatura “ $T$ ” a la mas baja “ $t$ ”. El calor se transmite en este caso de molécula a molécula por choques sucesivos.



**Figura 5.1.** Esquema del mecanismo de transmisión de calor por conducción. Bibliografía [14].

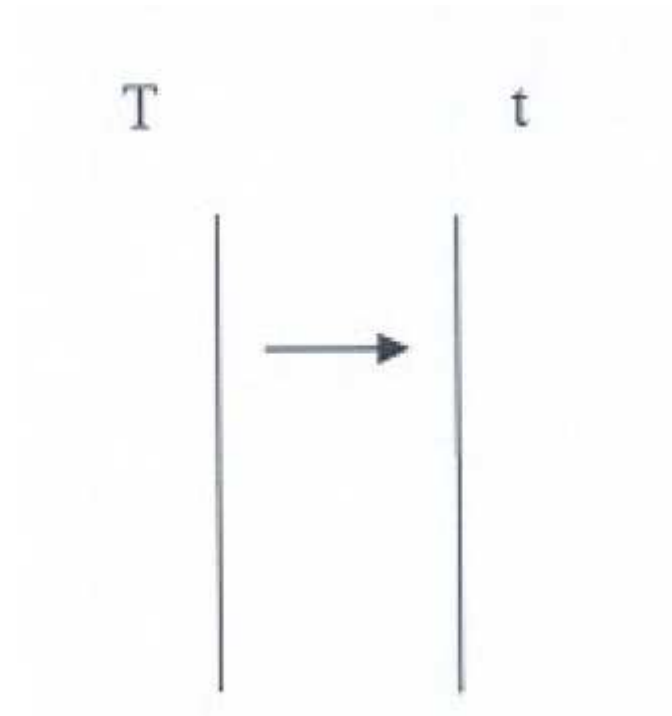
- ♦ **Transmisión del calor por convección.** En la **figura 5.2** se muestra un caso de transmisión de calor por convección. En este caso existe igualmente un medio de transmisión, un fluido (liquido o gas), pasando el calor de “ $T$ ” a “ $t$ ” por corriente de convección, que pueden ser originadas por una diferencia de densidades (convección natural) o provocadas por una agitación (convección forzada). El calor sigue la dirección de más alta o más baja temperatura; en este caso también

hay medio de transmisión del calor, sin embargo, al contrario que en conducción, este medio está en movimiento.



**Figura 5.2.** Esquema del mecanismo de transmisión de calor por convección. Bibliografía [14].

- ♦ **Transmisión de calor por radiación.** En la **figura 5.3** se muestra un caso de transmisión del calor por radiación. En este caso la superficie de la izquierda está a la temperatura “**T**” y la de la derecha a “**t**”. Entre ambas superficies puede existir o no un medio, pues el calor se emite desde “**T**” (temperatura más alta) como radiación hasta alcanzar la superficie con menor temperatura “**t**”. Naturalmente se alcanzará esta última superficie a menor temperatura, siempre que el medio entre ambas superficies no sea absorbente de la radiación.



**Figura 5.3.** Esquema del mecanismo de transmisión de calor por radiación. Bibliografía [14].

En los procesos industriales se pueden dar hasta los tres mecanismos simultáneamente; no obstante, es raro que los tres sean significativos, ya que siempre, al menos uno es despreciable frente a los otros, cuando no dos. Aunque prácticamente en la totalidad de los hornos de proceso se verifica la transferencia de calor por los tres métodos, en orden a su preponderancia en una u otra parte de él, se ha dado en dividir al horno en dos zonas: *zona de radiación* y *zona de convección*.

La *zona de radiación* del horno es la más caliente y, puesto que las radiaciones se transmiten en línea recta, se identifican en seguida los tubos que pertenecen a esta sección. Desde ellas se puede ver la llama de los quemadores. La mayor parte del calor transmitido a la carga, se transfiere en la zona de radiación (alrededor de un 50% del calor desprendido por los quemadores).

La carga pasa primero por la *sección de convección*. Esta sección constituye la parte superior del horno y es evidente que en ella los tubos son calentados principalmente por el flujo de los gases ya calentados en la sección de radiación, que

suben hacia la chimenea. En ella podemos decir en primera aproximación que se transmite a la carga un 25% del calor liberado por los quemadores, mientras que el resto del calor liberado en la combustión son pérdidas, las cuales se transmiten al exterior por los humos de chimenea (la mayor parte) y por las paredes exteriores del horno.

En la *zona de convección* del horno tendremos que los humos que la abandonan lo hacen a una temperatura elevada, con lo cual estamos desperdiciando el calor que tienen esos humos. Para evitar este derroche en muchos equipos se colocan unos paquetes de tubos que aprovechan ese calor para la producción de vapor, a los que se les denomina habitualmente *economizadores* o *recuperadores*.

De este modo, dependiendo de la forma que adopte la cabina del horno y de la disposición de los tubos en él, distinguimos dos tipos fundamentales de hornos:

- ♦ **Hornos rectangulares u horizontales (*box*).** Los tubos en ellos están dispuestos en haces rectangulares. Dentro de este tipo de hornos pueden existir subtipos de distintas formas rectangulares, con quemadores de fondo o con quemadores laterales y muro central. Y en cuanto al flujo de carga en los tubos del horno, se pueden clasificar éstos en: *hornos de flujo en serie* y *hornos de flujo en paralelo*.

La chimenea puede estar situada encima de la zona de convección o en una fundación aparte. A continuación se indica una de las razones que nos llevan a elegir uno u otro flujo: pasado un límite de caudal, y puesto que estamos condicionados por un diámetro de tubo, si hiciéramos pasar el flujo en serie, esta gran cantidad de flujo, sería necesario impulsarlo a mayor velocidad, con las consiguientes pérdidas de carga superiores que ello supondría. Por ello se elegiría en estos casos el flujo paralelo, disminuyendo así estas pérdidas de carga.

Las distintas secciones y elementos de un horno rectangular aparecen reflejadas a continuación en la **figura 5.4**.

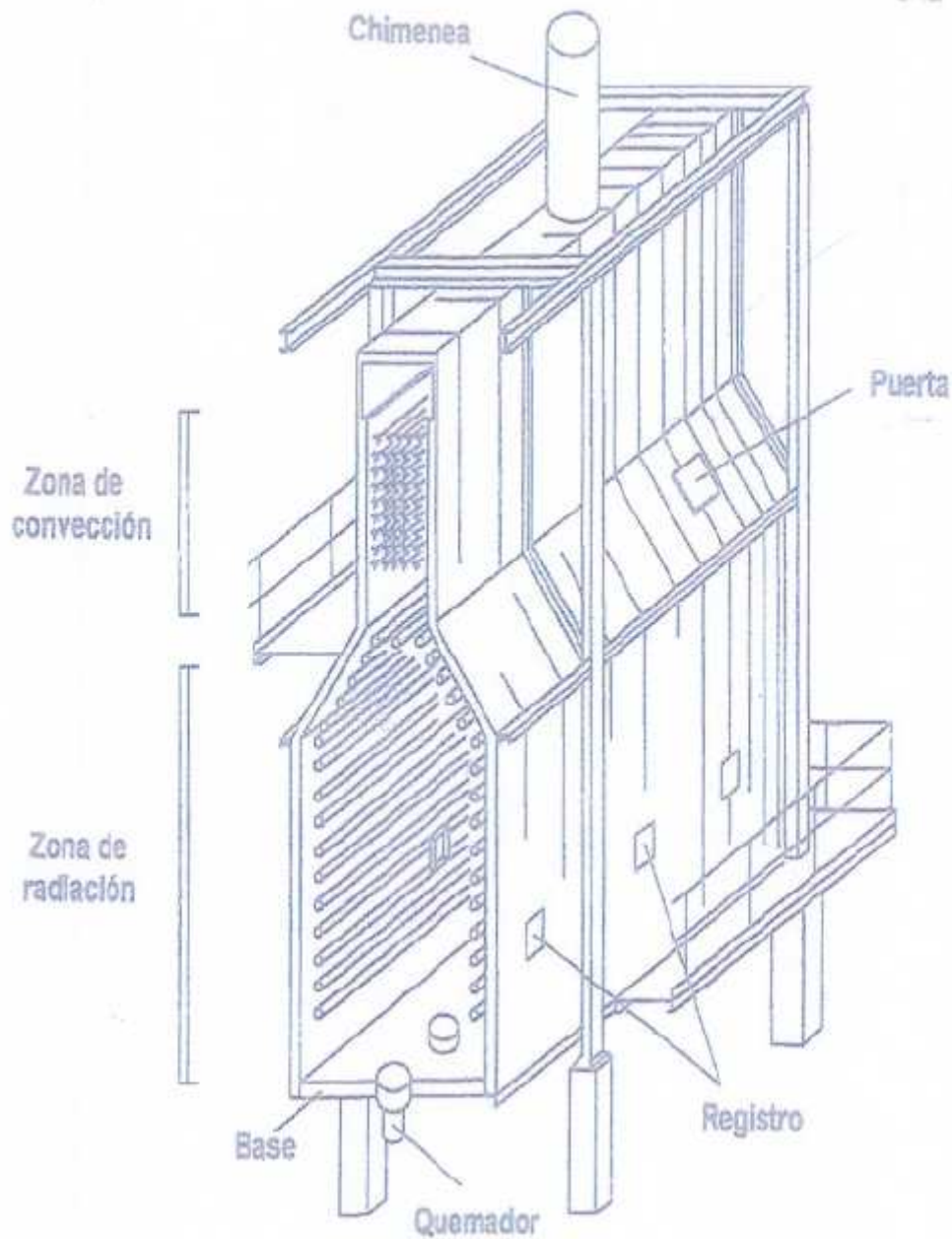


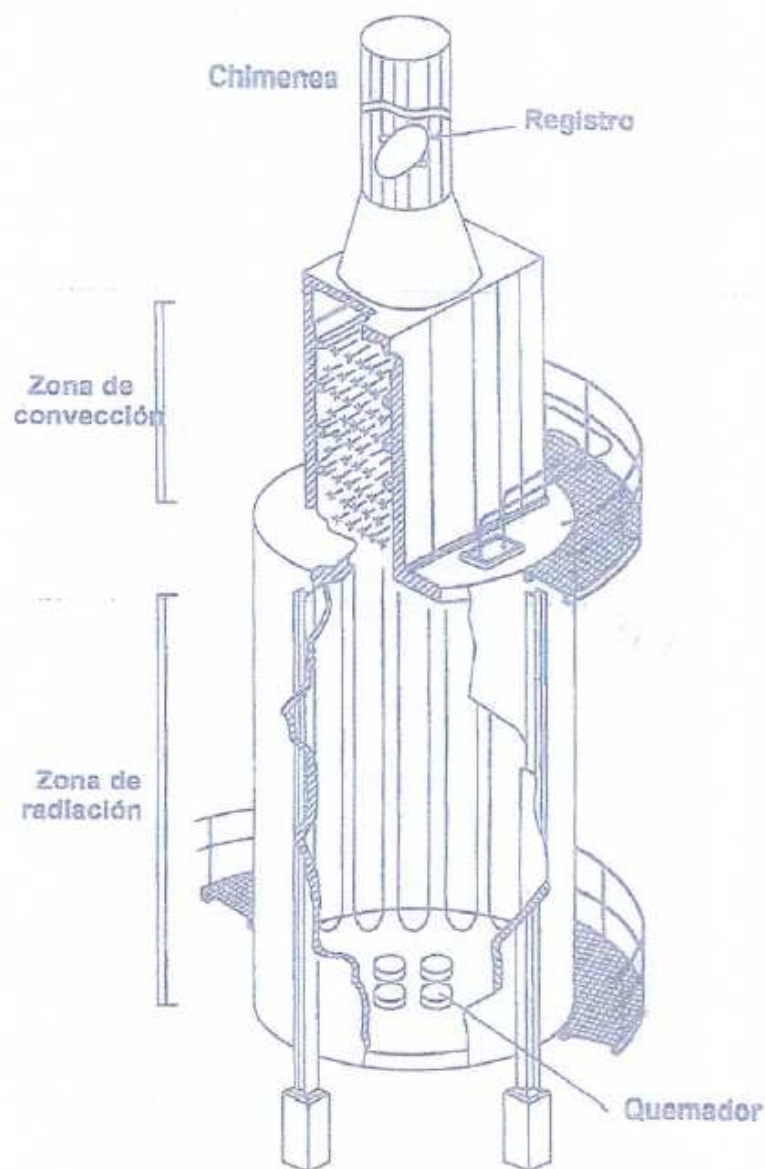
Figura 5.4. Secciones y elementos de un horno rectangular con quemadores de fondo.

Bibliografía [14].

## 5. Proceso de combustión en hornos

- ♦ **Hornos verticales.** Los tubos son verticales y, para aumentar el calor radiado, se sitúa un cono radiante que refleja el calor y lo irradia hacia los tubos situados en la zona de radiación. Siguen existiendo las mismas secciones que en los hornos rectangulares u horizontales (radiación y convección), y los gases son guiados de la zona de radiación a la zona de convección por una pantalla circular.

Las distintas secciones y elementos de un horno vertical aparecen reflejadas a continuación en la **figura 5.5**.



**Figura 5.5.** Secciones y elementos de un horno vertical con quemadores de fondo.

**Bibliografía [14].**

Así que, una vez clasificados los tipos de hornos que existen, veremos cada uno de los componentes de los que disponen:

- **Cabina.** Se considera cabina de un horno toda la estructura y envolvente que conforma el horno (rectangular o vertical). Esta estructura está formada por una parte metálica y una parte aislante en su interior, que es el refractario, que vemos a continuación.
- **Refractario.** El revestimiento de las paredes interiores del horno puede estar constituido, por un muro de ladrillos refractarios como por una capa de hormigón refractario. Los productos refractarios empleados en los hornos están constituidos en general por arcillas o tierras diatomeas. Son débiles conductores y de ahí su finalidad aislante para evita perdidas.

Antiguamente las bóvedas o techos del horno se constituían con ladrillos de forma especial, suspendidos por ganchos de acero o fundición, unidos a una serie de perfiles que se apoyaban en las paredes verticales del horno. En la actualidad, se utilizan otras técnicas como el *gunitado* o *termojet*.

Cuando el refractario es nuevo, conserva un cierto grado de humedad y es necesario aumentar paulatinamente la temperatura del horno. Cada refractario tendrá un secado que dependerá de sus características, el cual asegura que el mismo esta seco antes de poner el horno en servicio. Si la temperatura aumenta bruscamente, el refractario se agrietará y probablemente se romperá. Igualess medidas han de ser tomadas después de una parada si se ha reparado parte del refractario. Todas las operaciones de parada y puesta en marcha de hornos seguirán una velocidad de aumento de temperatura determinada, tanto por razones operativas como mecánicas.



- **Tubos.** Los tubos llevan la carga que pasan a través del horno. Los tubos de la zona de radiación, como ya se indicó antes, “ven” la llama, mientras que los de la zona de convección no.

El flujo continuo a través de los tubos, se asegura uniendo los finales tramos rectos por medio de codos de retomo (*return bend*) o cabezales laminados (*headers*). El final de los tubos se ajusta a los cabezales, de manera que van embutidos y se ajustan al dilatarse contra las paredes interiores del cabezal. Los cabezales tienen unos machos que los cierran lo más estancamente posible y que se levantan cuando se limpian mecánicamente los tubos. Por otra parte, como siempre puede existir en las juntas fugas de la carga que se calienta, los cabezales están todos dentro de cajas llamadas cajas de cabezales (*headers box*), para confinar en ellas dichas fugas y evitar fuegos. Normalmente, se inyecta vapor en estas cajas de cabezales, en orden a limpiarlas de material inflamable, posible productor de fuegos.

Un problema importante en los tubos es la producción de coque en su interior, hecho que se da cuando la carga entra muy fría en ellos, es decir, que la diferencia de temperatura entre el fluido a calentar y la pared del tubo es grande. Esto tiene tres resultados que perjudican la función del horno, como pérdida de carga, mala transmisión de calor y peligro de rotura de los tubos, por la alta temperatura de la pared externa de éstos. Así que, cuando se detecta que un horno esta coquizado (mediante falta de eficiencia, perdidas de carga, temperatura alta en los medidores de la piel del tubo o “*skin-points*”...), podremos solucionar el problema con un descoquizado de los tubos del horno, para lo cual existen varias técnicas, cada una de ellas con sus ventajas y desventajas.

Otro problema en relación con la duración de los tubos, es evitar que llama incida sobre ellos, vigilando por las mirillas, ya que si una llama da directamente sobre un tubo, puede dañarlo seriamente y acortar su vida útil.

El tercer problema es el ensuciamiento de la pared exterior por la deposición de cenizas e inquemados, que provocan una disminución en la

transmisión del calor al fluido a calentar, con la consiguiente pérdida de eficacia térmica y calentamiento de la zona de convección al tener el horno que quemar más combustible.

- **Quemadores.** Tiene por misión la distribución o pulverización del combustible en orden a obtener la mejor combustión posible. Debemos distinguir varios tipos de quemadores, según el combustible que consuman:

- Quemadores de gas, que a su vez se dividen en *quemadores de premezcla*, y *quemadores en los que no se premezcla aire y gas*.

En los *quemadores de premezcla*, el gas bajo presión pasa a través de una boquilla para formar un chorro. Este chorro impulsa aire que se mezcla con el gas (aire primario), a través de la abertura del aspirador, y el gas y el aire se mezclan en el tubo de mezcla antes de ser distribuido a través de los agujeros de la boquilla del quemador. Cuando la mezcla gas-aire emerge de la boquilla, se añade aire secundario, y el conjunto gas, aire primario y aire secundario quema con una llama azul y corta.

Bajo ciertas condiciones, la llama puede extenderse hacia atrás y quemarse en el tubo de mezcla. Este fenómeno se llama “*flashback*” y el quemador se dañará, a menos que se corrijan dichas condiciones. Si sigue produciéndose el fenómeno, ha de ser cerrado el quemador hasta que se enfríe y encenderlo de nuevo.

En la **figura 5.6** que vemos a continuación, se muestran las partes que forman un quemador de gas de premezcla.

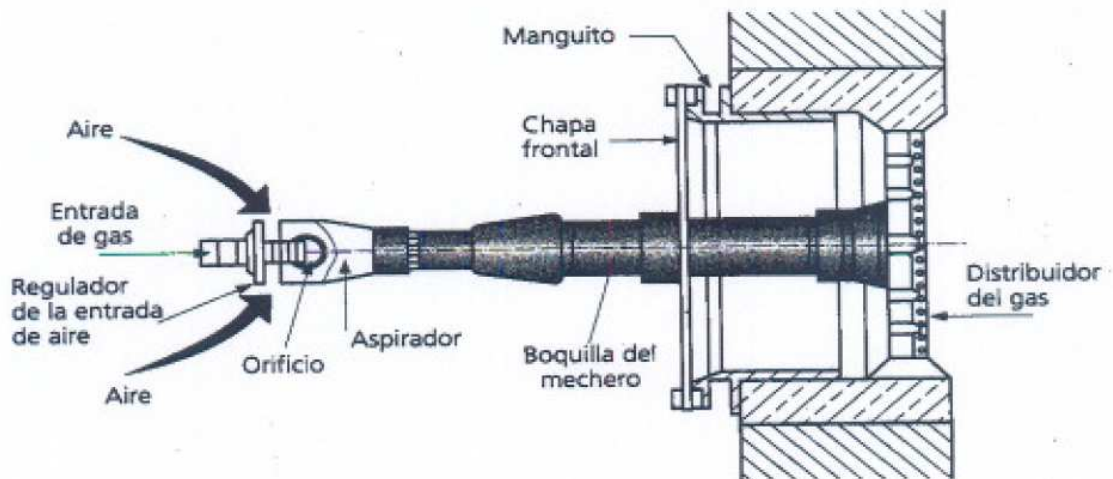


Figura 5.6. Partes de un quemador de gas de premezcla. Bibliografía [14].

En los quemadores en los que no se premezcla el aire y el gas, todo el aire (primario y secundario) se mezcla con el combustible, más allá de la boquilla del quemador, al contrario que en los anteriores. La combustión se inicia en la boquilla con aire primario y es favorecida por el bloque del quemador, que se calienta y refleja calor al combustible que se está quemando. El aire secundario se mezcla con el combustible más allá del bloque del quemador.

- Quemadores de fuel oil. En estos quemadores, al salir el fuel oil del quemador, las pequeñas partículas se vaporizan, se mezclan con aire y empiezan a quemarse. Las boquillas se diseñan para obtener el modelo de llama deseado, para cada horno. Para obtener el tamaño de partícula de fuel-oil deseada en el diseño del quemador, normalmente utilizamos vapor de atomización, el cual trabaja a una presión superior a la del fuel-oil en un determinado valor que dependerá del diseño del quemador.

Las **figuras 5.7 y 5.8**, como vemos a continuación, ilustran las partes y elementos de los que dispone un quemador de fuel oil.

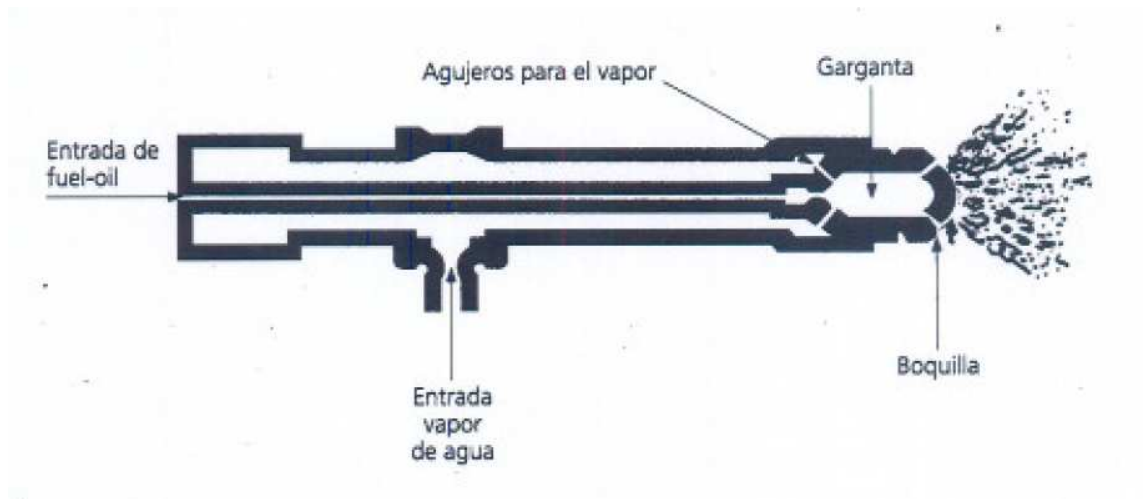


Figura 5.7. Partes de un quemador de fuel-oil. Bibliografía [14].

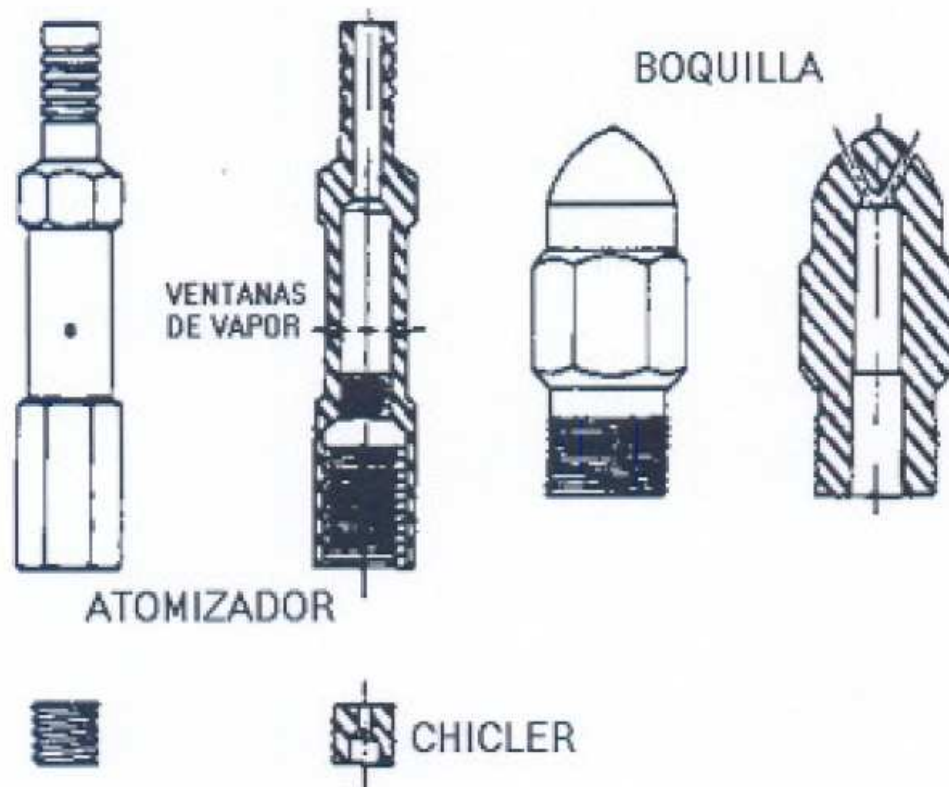


Figura 5.8. Elementos de un quemador de fuel-oil. Bibliografía [14].

- Quemadores Combinados. Estos quemadores pueden quemar fuel oil y fuel-gas al mismo tiempo. Aunque estos quemadores pueden operar solo con fuel oil o solo fuel gas, es deseable quemar algo de fuel gas con el fuel oil, ya que el fuel-oil pesado se quema mucho mejor si a la vez se quema algo de gas con él. Incluso esta llama de gas puede servir de cebo si el flujo de fuel-oil se interrumpe por un momento.
- **Pilotos**. Son unos equipos terminados en una boquilla cuya misión es quemar combustible gaseoso (fuel gas a baja presión) de manera permanente. Se llaman centinelas, ya que colocados dentro del mismo quemador, aseguran que cualquier combustible que pueda entrar en el horno, arda antes de que se acumule en su interior, evitando una combustión brusca, explosionando y pudiendo provocar daños imprevisibles.

Aunque el piloto esta insertado dentro de la estructura del quemador, no participa de cualquiera de sus componentes, de tal manera que son quemadores de premezcla, es decir, arden con su propio aire y el diseño de quemar combustible a baja presión les hace más seguros en condiciones anormales del colector de fuel gas en caso de emergencia; por eso tienen gran autonomía.

El problema más corriente de los pilotos es la suciedad que proviene en gran parte de la cascarilla del interior de las tuberías de acero del propio combustible, y en menos casos de los derrames de combustible de las lanzas de fuel oil.

La limpieza de los pilotos es relativamente fácil, pues el piloto va sujeto al quemador con 2 tuercas, teniendo además una tuerca de unión en la tubería después de una válvula de bola de bloqueo. Casi siempre se encuentra la obstrucción en el venturi, que se soluciona la mayoría de las veces desatascando con un alambre y sin desmontarlo.

- **Chimeneas.** Las chimeneas tienen gran importancia en la configuración general del horno. Pueden estar situadas, bien sobre el mismo horno, o bien sobre una fundación separada y tienen dos misiones fundamentales, de las cuales depende el dimensionado de éstas:

- Conducir los humos al exterior a una altura tal que no puedan contaminar los alrededores del horno. Esto es importante, sobre todo en instalaciones compactas, en las que las chimeneas están muy cerca del resto de las instalaciones.
- La chimenea, por su tiro, creando una pérdida de carga, hace que la cámara de combustión esté en depresión y provoca así la entrada del aire necesario para la combustión, por las ventanillas de los quemadores.

Normalmente, las chimeneas tienen alguna protección interior, al menos en su parte baja, donde los humos están mas caliente. La protección más utilizada es una capa de hormigón refractario, de característica similar a las utilizadas para las paredes del horno.

- **Tiro.** Es necesario que la presión en un horno sea ligeramente inferior a la atmosférica (la exterior), para así poder crear una succión, con el fin de que el aire necesario para la combustión, entre por los quemadores. Por otra parte, si existe cualquier fuga, los gases del horno no fluirán al exterior, puesto que tienen menor presión. Así que, el tiro se define como esta ligera diferencia de presión entre el exterior e interior.

Los gases de la chimenea están mucho mas calientes que el aire exterior y sabemos que los gases mas calientes son menos densos y tienden a subir y salir por la parte superior. Estos gases que salen son reemplazados por el aire que entra por los quemadores.

## 5. *Proceso de combustión en hornos*

La salida de estos gases por la chimenea puede efectuarse por una simple diferencia de densidad o bien por impulsión mecánica. En esta diferencia estriba la nomenclatura de los distintos tipos de tiro, que son los siguientes:

- *Tiro natural*, en el que los gases salen al exterior por diferencia de densidad.
  - *Tiro forzado*, en el que los gases salen al exterior gracias a una soplante que impulsa la masa de aire. Dentro del tiro forzado podemos distinguir varios tipos, dependiendo de la ubicación de la soplante:
    - *Tiro forzado propiamente dicho*, cuando la soplante está en una situación posterior al horno.
    - *Tiro inducido*, cuando la soplante está entre el horno y la chimenea.
    - *Tiro compensado*, cuando hay dos soplantes: una anterior al horno y otra entre el horno y la chimenea.
- **Enclavamientos.** La seguridad en hornos implica la instalación de sistemas que actúen rápidamente ante problemas de relevancia mayor. Estos sistemas se denominan enclavamientos.

Debido al gran número de hornos, y con objeto de estandarizar los sistemas, en las industrias existen procedimientos específicos para el diseño e instalaciones de estos. De este modo, existen enclavamientos del horno por baja presión de fuel gas, parada de la soplante de aire o baja presión de aire, alta presión en el hogar, etc.

Una vez conocido en qué consiste un horno de proceso, veremos en el **apartado 5.1** los fundamentos del horno del proceso de Craqueo Térmico de Crudo, que es el que aprovecharemos a la hora de obtener resultados del *Análisis Pinch*.

---

## **5.1. FUNDAMENTOS DEL HORNO DEL PROCESO DE CRAQUEO TÉRMICO**

---

El horno de proceso de la unidad de *Craqueo Térmico* es un horno rectangular del tipo convección-radiación, con quemadores verticales de bajo  $\text{NO}_x$ , de tiro natural y alimentación de aire forzada por medio de dos soplantes.

La zona de radiación está dividida en dos celdas (celda Este y celda Oeste) y cada una de ellas tiene seis quemadores combinados de fuel oil y fuel gas. En cambio, la zona de convección es común para las dos celdas y calienta un banco de producción de vapor de media presión (256 psi).

La carga precalentada, que procede del tren de intercambiadores que explicamos en el **capítulo 2**, se divide en dos líneas (una para cada celda del horno), y éstas, a su vez, en otras dos líneas, que llamamos *pasos*, siendo cuatro los pasos del horno. Así que, dos de estas líneas se dirigen a la celda Este del horno, denominándose pasos 1 y 2, y controladas por válvulas automáticas, mientras que las dos líneas restantes se dirigen a la celda Oeste, denominándose pasos 3 y 4, siendo éstos controlados también por válvulas automáticas.

Antes de que la carga entre al horno, se une a cada paso una línea de vapor de alta presión (600 psi), llamado *vapor de emergencia*, para desplazar los tubos del horno en caso de fallo de carga o rotura de un tubo. Este vapor dispone de una válvula automática ON/OFF de corte para cada celda (cada dos pasos). Ambas válvulas automáticas son actuadas desde el panel de control de la unidad por un interruptor con indicación de abiertas/cerradas.

A continuación, los pasos se dirigen al horno entrando por la zona convectiva y por el centro de ésta, lado Norte. El producto se calienta en doce tubos de la zona convectiva y 36 de la zona de radiación. Los tubos de proceso dentro de la zona



convectiva, de cada paso, se dirigen hacia el Este (pasos 1 y 3) y hacia el oeste (pasos 2 y 4) por el techo de las celdas, haciendo diez recorridos cada paso. A continuación, los tubos bajan horizontalmente por las paredes, haciendo 26 recorridos cada paso dentro del horno y saliendo por la parte inferior, lado Norte de cada pared. Estos tubos tienen una presión de diseño de  $40 \text{ kg/cm}^2$  y la temperatura máxima de trabajo es de  $704^\circ\text{C}$ .

La salida de los dos pasos de cada celda se une en una línea para cada celda, donde existen los termopares que actúan sobre las válvulas automáticas de combustibles de cada celda, para controlar la temperatura de salida del horno. Luego, estas dos líneas de cada celda se unen en una sola línea, que se dirige a la torre de destilación de la unidad, entrando antes al botellón que hace tiempo de residencia al producto para que se produzca el craqueo, tal y como explicamos en el **capítulo 2**. Esta línea se llama *línea Transfer*, ya que no tiene codos, sino que dispone de “T” embridadas para facilitar la limpieza de esta línea en paradas de la unidad, debido a que la reacción de craqueo hace depositar coque en ella.

Ya hemos visto en que consiste el horno en el lado proceso (carga). A continuación veremos el sistema de combustible de este horno.

Como antes hemos comentado, el horno dispone de seis quemadores combinados de fuel oil y fuel gas, cada uno con su piloto, todo ello por cada celda. Así que, en total tenemos 12 quemadores combinados con 12 pilotos.

De los colectores de fuel oil y fuel gas, sale una línea de cada uno de ellos que se dirigen al horno. En cada una de estas líneas existe una válvula de corte general, accionadas por el sistema de emergencia del horno, que explicaremos más adelante en este apartado.

A continuación, cada una de estas líneas se dividen en dos, que van a cada una de las celdas. Para el control las presiones de fuel oil y fuel gas de cada celda, tenemos dos válvulas automáticas, para cada combustible, lo que hace un total de cuatro. Después de las automáticas, de cada una de estas 4 líneas salen 6 líneas para cada uno de los quemadores, que se acoplan a éstos mediante flexibles. Y finalmente, las dos líneas de fuel oil (que suministran a los quemadores con este combustible) se unen en

los retornos de fuel oil, en una sola línea, en la que existe una tercera válvula automática de corte, también accionada por el sistema de emergencia del horno, que explicamos a continuación.

El sistema de emergencia del horno, también llamado *trip*, tiene la función de dejar en condiciones seguras el horno, en caso necesario. Para ello existen varias automáticas ON/OFF de corte, provistas de una única solenoide en la alimentación de aire, que provocan el cierre al ser disparadas. Estas automáticas de corte son las que hemos mencionado anteriormente, y que recordamos ahora:

- Automática ON/OFF de corte de fuel gas a las dos celdas.
- Automática ON/OFF de corte de la entrada de fuel oil combustible a las dos celdas.
- Automática ON/OFF de corte del retorno de fuel oil combustible.

El disparo de las solenoides puede ser provocado por cualquiera de las siguientes causas:

- Alta presión en el hogar del horno, para lo cual existe un presostato, situado en el techo de la celda Este. Este presostato está ajustado a 30 mm c.a. y provoca la parada de las soplantes de aire y el cierre de todas las automáticas de corte. Tiene señalización y alarma en el panel de control de la unidad.
- Parada de las soplantes de aire, que provoca el cierre de las automáticas de corte. Tiene también señalización y alarma en el panel de control de la unidad.
- Disparo manual mediante un interruptor situado en una subestación eléctrica, que corta la alimentación a las solenoides, cerrando las automáticas de corte. Tiene solamente señalización en el panel de control de la unidad.

## **5. *Proceso de combustión en hornos***

Además de este sistema de emergencia, el horno también dispone de un sistema de *vapor de snuffing* o ahogo de vapor de baja presión (50 psi). Este sistema de vapor sale de la red general de vapor de 50 psi y forma un manifold, del que parten las siguientes líneas, cada una con su bloqueo independiente:

- 4 líneas para los hogares del horno, 2 para cada celda. A su vez, cada una de estas líneas se divide en 5 líneas.
- 4 líneas para los cabezales Norte y Sur del horno. Cada línea se divide luego en dos, que se dirigen a las dos celdas, por lo que, cada celda dispone de tres entradas por cada lado (Norte y Sur).

Una vez explicado en qué consiste el horno de la unidad de *Craqueo Térmico*, en el siguiente apartado de este capítulo explicaremos el tipo de combustible que vamos a utilizar para el análisis y por qué.

---

## ***5.2. TIPO DE COMBUSTIBLE UTILIZADO PARA EL ANÁLISIS***

---

En una combustión hay una sustancia que se consume progresivamente, resultando en el proceso una llama luminosa y un desprendimiento de calor. Esta es una idea que recoge, en mayor o menor medida lo que realmente ocurre en un proceso de combustión. Aquí entra una amplia variedad de sustancias que son susceptibles de arder y de métodos para hacerlo. Para la industria actual, existen tres puntos que priman: la seguridad, la rentabilidad económica y el medio ambiente. Bajo este prisma, el número de sustancias es considerablemente menor, y en muchos casos la elección del combustible y el proceso depende de las circunstancias particulares de cada una. En la industria se emplean fundamentalmente como combustible fuel oil y fuel gas, debido a las propiedades tan interesantes que presentan para su uso, como:

- Son fluidos en las condiciones en las que se trabaja, pudiendo ser distribuidos desde un tanque a los diferentes hornos desde una red de líneas.
- Son relativamente baratos.
- Tienen poderes caloríficos (kilocalorias que se liberan por kilogramo de combustible consumido) idóneos para actuar como fuente de energía térmica.

Estos combustibles están constituidos básicamente por tres elementos: carbono e hidrógeno y en pequeñas proporción, azufre. En menores concentraciones suelen encontrarse otros componentes, como oxígeno, nitrógeno y una larga lista de sustancias a nivel de trazas.

## 5. Proceso de combustión en hornos

Es muy difícil definir la composición química del **fuel oil**, debido a la gran variedad y complejidad de los compuestos que pueden contener. Sin embargo, existen una serie de propiedades que, al menos empíricamente, posibilitan la caracterización e indican las posibilidades de manejo.

De todas, la característica de mayor interés es la viscosidad, que es la que indicará la fluidez del combustible, siendo éste un punto importante en la operación de los hornos. Los fuelóleos son bastante viscosos, pero presentan una variación muy marcada con la temperatura. Por ello, el combustible debe llegar caliente a los quemadores, lo cual se consigue mediante cambiadores, aislamiento térmico de toda la línea y un traceado de vapor.

El valor contenido en azufre es también de gran importancia, ya que está relacionado con la producción de  $\text{SO}_2$ , lo cual influye directamente sobre la velocidad de corrosión en las superficies relativamente frías de los sistemas de humos, en la temperatura de salida de los humos del horno, y en la emisión de contaminantes a la atmósfera.

En cambio, a diferencia del fuel oil, el **fuel gas** tiene una composición definida, siendo su composición en peso aproximada de los componentes mayoritarios la que mostramos en la **tabla 5.1**:

Componente	% peso
Hidrógeno	6
Metano	15
Etano	25
Propano	20
Butano	7

**Tabla 5.1. Componentes mayoritarios del fuel gas.**

Dado a las dificultades de su almacenamiento, el fuel gas se consume si se obtiene como producto residual de otros procesos, al cual, además hay que eliminarle el ácido sulfhídrico, ya que éste al quemarse contribuye al aumento de la concentración de SO<sub>2</sub> en humos.

Para el caso de la unidad de *Craqueo Térmico*, el horno utiliza normalmente como combustible el fuel oil, ya que se produce bastante en la refinería a la que pertenece esta unidad, siendo en este caso menor el fuel gas residual. Por lo que, haremos el estudio de ahorro energético de esta unidad con el uso de fuel oil como combustible del horno, en particular *Fuel BIA* (cuyas propiedades limitantes vimos en la **tabla 2.2 del capítulo 2**), ya que de acuerdo con el **R.D. 1027/2006**, de 15 de septiembre de 2.006, el contenido de azufre de los fuelóleos que se utilizan en España no podrá sobrepasar el 1 %, con el fin de que las emisiones de SO<sub>2</sub> con los gases de combustión no excedan de 1.700 mg/Nm<sup>3</sup> (referenciado a unos gases con 3% de O<sub>2</sub>).

Este R.D. modifica al anterior, el **R.D. 61/2006**, de 31 de enero de 2.006, en lo relativo al contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo, y es consecuencia de la inicial **Directiva 1999/32/CE** del Consejo, de 26 de abril de 1.999, relativa a la reducción del contenido de azufre de determinados combustibles líquidos, considerando que las emisiones de SO<sub>2</sub> afectan directamente a la salud humana y al medio ambiente y contribuyen de forma significativa al problema de la acidificación existente en la Comunidad Europea.

A continuación mostramos toda la legislación que ha estado vigente desde 1.999 hasta la actual, en materia a la reducción del contenido de azufre de combustibles líquidos, entre los que nos interesa el fuel oil, que es el que utilizaremos para la combustión en nuestro horno de proceso.

- 📄 **Directiva 1999/32/CE** del Consejo, de 26 de abril, relativa a la reducción del contenido de azufre de determinados combustibles líquidos, considerando que las emisiones de SO<sub>2</sub> afectan directamente a la salud humana y al medio ambiente y contribuyen de forma significativa al problema de la acidificación existente en la Comunidad Europea.

- ▣ **Real Decreto 287/2001**, de 16 de marzo, por el que se reduce el contenido de azufre de determinados combustibles líquidos (vigente hasta el 25 de diciembre de 2003).
- ▣ **Real Decreto 1700/2003**, de 15 de diciembre, por el que se fijan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo, y el uso de biocarburantes (vigente hasta el 18 de febrero de 2006).
- ▣ **Real Decreto 942/2005**, de 29 de julio, por el que se modifican determinadas disposiciones en materia de hidrocarburos.
- ▣ **Real Decreto 61/2006**, de 31 de enero, por el que se fijan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo, se regula el uso de determinados biocarburantes y el contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo.
- ▣ **Real Decreto 1027/2006**, de 15 de septiembre, por el que se modifica el Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, en lo relativo al contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo. En el **apartado 8.6** del capítulo de *Anexos* podemos ver la base de datos de esta legislación y de la anterior (**R.D. 61/2006**), a la cual modifica, ya que son las legislaciones que actualmente se llevan a cabo.

Decir que el cambio del *Fuel N° 1*, que hasta entonces es que se utilizaba como combustible, por *Fuel BIA*, no supone ningún cambio en las necesidades de calentamiento del combustible para alcanzar el grado de pulverización deseable, y además, el menor contenido de azufre del fuel oil influye en los siguientes aspectos:

- Menores emisiones de SO<sub>2</sub> con los gases de escape (máximo de 1.700 mg/Nm<sup>3</sup>, a 3% de O<sub>2</sub>).
- Menor corrosión en frío en las zonas del circuito de gases de escape con temperaturas inferiores a los 150° C (conductos y chimeneas), debido a la menor condensación de ácido sulfúrico como consecuencia de la menor presencia de SO<sub>2</sub> y SO<sub>3</sub>.

## 5. Proceso de combustión en hornos

A continuación, en la **tabla 5.2** vemos el porcentaje en peso de los componentes del fuel oil utilizado como combustible en el horno del proceso de *Craqueo Térmico de Crudo*, y en la **tabla 5.3** mostramos otras propiedades de este fuel oil.

Elemento	% peso
<b>C</b>	85,100
<b>H<sub>2</sub></b>	10,150
<b>S</b>	1,000
<b>O<sub>2</sub></b>	3,750
<b>P</b> (cenizas)	0,025

**Tabla 5.2. Componentes del fuel oil combustible del horno de Craqueo Térmico.**

Propiedad	Método de ensayo	Valor
Densidad (15 °C)	ASTM D 4052	1,0056 kg/l
Viscosidad (100 °C)	ASTM D 445	39,37 mm <sup>2</sup> /s
Punto de inflamación	ASTM D 43	100 °C
Humedad	ASTM D 95	0,5 % vol.
Poder calorífico superior	ISO 8217	10.208 kcal/kg
Poder calorífico inferior	ISO 8217	9.665 kcal/kg
% Carbón en residuo	ASTM D 4530	13,8 % peso

**Tabla 5.3. Propiedades del fuel oil combustible del horno de Craqueo Térmico.**



Entonces, una vez conocido el tipo de combustible que usaremos para el análisis, en el apartado siguiente calcularemos la cantidad de combustible necesario a quemar en la combustión del horno de proceso, para cada uno de los casos estudiados en el **capítulo 4**, y dentro de cada caso, para cada uno de los valores de estudio de  $\Delta T_{\min}$  estudiados. Y finalmente, una vez obtenido la cantidad de combustible necesario en cada caso de estudio, haremos un análisis de los gases que componen los humos de la combustión, para cada caso de estudio, prestando especial atención a la cantidad de **CO<sub>2</sub>** emitido a la atmósfera para conseguir disminuirlo, ya que, como indicamos en el **capítulo 1** del presente estudio, es lo que pretende el *Protocolo de Kyoto*.

---

### 5.3. CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE COMBUSTIBLE NECESARIO Y CANTIDAD DE CO<sub>2</sub> EMITIDO A LA ATMÓSFERA

---

Si queremos aprovechar toda la energía de un combustible es necesario que la combustión se realice en las mejores condiciones posibles, para lo cual utilizaremos la corrección en la realización de la combustión.

Para aprovechar bien la energía que se desprende en la reacción de oxidación de los elementos combustibles es necesario que se realice en las mejores condiciones posibles. Para ellos deberemos hacer que todo el carbono se transforme en CO<sub>2</sub>, que no haya inquemados sólidos o gaseosos, que no haya pérdidas de calor por la formación de inquemados, que el aire sea bien empleado en todo el proceso de combustión, etc. Así que, cumpliendo todo estos requisitos tendríamos la combustión completa.

A continuación vamos a explicar la metodología de cálculo para el cálculo de la cantidad de combustible necesario para una combustión y de la cantidad de gases emitidos a la atmósfera a través de los humos de esta combustión. Después de esto, aplicaremos esta metodología de cálculo a la combustión que se produce en el horno del proceso de *Craqueo Térmico*, cuyo fuel oil combustible hemos visto en el apartado anterior de este capítulo.

Comenzaremos explicando esta metodología de cálculo con el *balance de materia* de la reacción de combustión, cuyo objetivo es calcular la cantidad y composición de los elementos de la esta reacción, para terminar con el *balance de energía*, con el que, a partir de los datos obtenidos en el balance de materia y con el dato de las necesidades de calefacción del proceso mediante servicios auxiliares ( $Q_H$ ) que vimos en el *Análisis Pinch*, obtendremos el caudal de combustible necesario para la combustión, con el que obtendremos también los caudales de gases emitidos a la atmósfera.

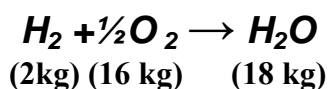
### **BALANCE DE MATERIA**

El primer paso para realizar el balance de materia a cada uno de los componentes que forman parte del combustible es pasar, cada uno de estos componentes, de base seca a base disponible. Para ello, de base seca, que es el porcentaje en peso que tenemos inicialmente como dato del combustible, pasamos a base húmeda, para lo cual añadimos a la composición la humedad superficial. Una vez incluida esta humedad superficial, pasamos de base húmeda a base disponible, para lo cual, debemos tener en cuenta un par de hipótesis:

- El nitrógeno del aire de combustión, tal como entra a la cámara de combustión, sale de ella; es decir, no reacciona.
- No existen hidrocarburos inquemados en los gases de combustión.

Así que, de la primera hipótesis, suponemos que no se produce **NO<sub>x</sub>** en los gases de combustión, para lo cual debe cumplirse que la temperatura de combustión no sea excesiva, ya que de ello deriva la formación de **NO<sub>x</sub>** en los humos. Esta temperatura de combustión se puede disminuir quemando el combustible en distintos pasos, de ahí que un horno de proceso tenga una serie de mecheros repartidos por todo el hogar del horno. En nuestro caso, el número de quemadores por celda es de 6, suficiente para que no se produzca **NO<sub>x</sub>** en la combustión.

Por tanto, al suponer que no se produce **NO<sub>x</sub>** en la combustión, el oxígeno del aire de combustión no reacciona con el nitrógeno, por lo que reaccionará con el hidrógeno, convirtiéndose en agua, según la reacción siguiente:



Así que, según esto, los factores de conversión de oxígeno e hidrógeno en agua son los que demostramos a continuación:

$$\frac{18\text{kgH}_2\text{O}}{16\text{kgO}_2} \times O_2' \left( \frac{\text{kgO}_2}{\text{kgcomb.}} \right) = \frac{9}{8} O_2' \left( \frac{\text{kgH}_2\text{O}}{\text{kgcomb.}} \right)$$

$$\frac{2\text{kgH}_2}{16\text{kgO}_2} \times O_2' \left( \frac{\text{kgO}_2}{\text{kgcomb.}} \right) = \frac{1}{8} O_2' \left( \frac{\text{kgH}_2}{\text{kgcomb.}} \right)$$

Donde  $O_2'$  es el porcentaje de oxígeno (kg O<sub>2</sub>/ kg comb.) resultado de la base húmeda, al incluir la humedad superficial en la composición del combustible.

Por lo tanto, en la **tabla 5.4** mostramos las operaciones a realizar para pasar la composición de un combustible de base seca a húmeda, y de húmeda a base disponible, que es la que utilizaremos para los balances individuales de cada componente del combustible.

Componentes en base seca	Componentes en base húmeda	Componentes en base disponible
<b>C</b> (kg C/kg comb.)	<b>C' = 1 - W</b>	<b>C'</b>
<b>H<sub>2</sub></b> (kg H <sub>2</sub> /kg comb.)	<b>H<sub>2</sub>' = 1 - W</b>	<b>H'' = H<sub>2</sub>' - (1/8)·O<sub>2</sub>'</b>
<b>S</b> (kg S/kg comb.)	<b>S' = 1 - W</b>	<b>S'</b>
<b>O<sub>2</sub></b> (kg O <sub>2</sub> /kg comb.)	<b>O<sub>2</sub>' = 1 - W</b>	-----
<b>P</b> (kg cenizas/kg comb.)	<b>P' = 1 - W</b>	<b>P'</b>
	<b>W</b>	<b>W' = W + (9/8)·O<sub>2</sub>'</b>
<b>1 kg combustible</b>	<b>1 kg combustible</b>	<b>1 kg combustible</b>

**W** = humedad superficial (% peso)

**Tabla 5.4. Operaciones para pasar una composición de base seca a base disponible.**

Una vez obtenido todos los componentes del combustible en base disponible, nos disponemos a realizar el balance de materia de cada uno de estos componentes, para calcular la cantidad de reactivos que obtenemos de la reacción de combustión.

### Balance de Carbono

Existen varios tipos de combustión, entre los cuales se encuentran la *combustión incompleta* y la *completa*, que es la que siempre se pretende en la combustión en un horno de proceso.

Una combustión se considera una *combustión incompleta* cuando parte del combustible no reacciona completamente porque el oxígeno no es suficiente, y se reconoce este tipo de combustión por la llama amarillenta que produce.

Cuando una sustancia orgánica reacciona con el oxígeno de manera incompleta formando además de dióxido de carbono (**CO<sub>2</sub>**) y agua (**H<sub>2</sub>O**), otros subproductos de la combustión los cuales incluyen también hidrocarburos no quemados, como Carbono Residual (**C<sub>R</sub>**), Hidrógeno (**H**) y monóxido de carbono (**CO**). La peligrosidad de este tipo de reacciones radica en que el monóxido de carbono, en altas concentraciones puede ser letal. Por este motivo, en un horno de proceso se trabaja siempre con exceso de oxígeno (hasta un 30 %), para evitar así la formación de **CO** y su emisión a la atmósfera.

En cambio, la *combustión completa* se da cuando todo el carbono de la materia orgánica quemada se transforma en **CO<sub>2</sub>**. Se puede reconocer por la llama azul producida por la incineración del material.

En nuestro caso, supondremos que se da algo de combustión incompleta, ya que por mucho exceso de oxígeno que se introduzca al horno, siempre se obtendremos algo de **CO** como producto de esta reacción de combustión. Por ello, los productos que obtendremos del balance de materia del Carbono van a ser dióxido de carbono (denominado como “**a**”), monóxido de carbono (denominado como “**b**”) y carbono

residual ( $\mathbf{C_R}$ ), cuyo alance queda definido por la **ecuación 5.1**, que vemos a continuación:

$$C = a + b + C_R \quad [5.1]$$

Donde:

$$a = \left[ \frac{kgC \rightarrow CO_2}{kgcomb.} \right]$$

$$b = \left[ \frac{kgC \rightarrow CO}{kgcomb.} \right]$$

$$C_R = \left( \frac{C'_R}{1 - C'_R} \right) \times P \left[ \frac{kgC_{residual}}{kgcomb.} \right]$$

De manera, que esta última expresión de carbono residual nos indica que en 1 kg de residuo, tenemos carbono inquemado ( $\mathbf{C_R'}$ ) y cenizas ( $\mathbf{1-C_R'}$ ).

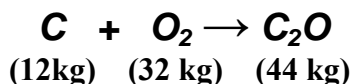
### **Balance de Oxígeno**

En una reacción de combustión, se denomina comburente a la sustancia que participa en la combustión oxidando al combustible (y por lo tanto siendo reducido por este último). El comburente más habitual es el oxígeno, que se encuentra normalmente en el aire con una concentración porcentual en volumen aproximada del 21%. Para que se produzca la combustión es necesaria la presencia de una proporción mínima de oxígeno, que por regla general va de un 15% hasta en casos extremos de un 5%.

Bajo condiciones ideales, usando solo la cantidad estequiométrica de **O<sub>2</sub>** y que este reaccione solo en su estado elemental, los productos gaseosos derivados de la combustión completa estarían constituidos por **CO<sub>2</sub>**, **H<sub>2</sub>O**, **N<sub>2</sub>** y **SO<sub>2</sub>** en menor cantidad, tal y como explicamos anteriormente para el balance de carbono.

Pero en la práctica, una cantidad estequiométrica de **O<sub>2</sub>** no es suficiente para el proceso de combustión completa, ya que, además el **O<sub>2</sub>** participa en todos sus estados de oxidación (**O<sub>2</sub>**-, **RO**·, **ROO**·, **O**·, **HO**·). De modo que, esto sumado a que algunos productos de las reacciones de oxidación pueden reaccionar entre sí, nos aleja de las condiciones ideales y crea muchos problemas, en forma de contaminantes, dando lugar a una combustión incompleta. Por ello, en un horno de proceso siempre se trabaja con exceso de **O<sub>2</sub>**, para asegurar que haya oxígeno suficiente para la combustión completa y evitar así que el **O<sub>2</sub>** reaccione en alguno de los estados que hemos visto antes.

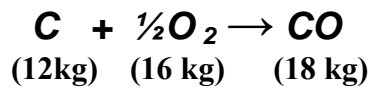
Antes de ver las expresiones que necesitamos para el cálculo de oxígeno en el balance de materia de este componente en una combustión, vamos a ver los factores necesarios para calcular el consumo de oxígeno en la conversión de los distintos componentes del combustible en la reacción de combustión. Comenzamos por la reacción de conversión de carbono en dióxido de carbono, que es la que vemos a continuación:



De modo que, el oxígeno necesario para que se produzca esta reacción es:

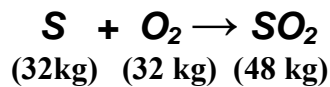
$$\frac{1 \text{ kmol } O_2}{1 \text{ kmol } C} \times \frac{1 \text{ kmol } C}{12 \text{ kg } C} \times a \left( \frac{\text{kg } C}{\text{kg comb.}} \right) = a / 12 \left( \frac{\text{kmol } O_2}{\text{kg comb.}} \right)$$

De igual modo, para la conversión de carbono en monóxido de carbono, el oxígeno necesario es el siguiente:



$$\frac{\frac{1}{2} \text{ kmol } O_2}{1 \text{ kmol } C} \times \frac{1 \text{ kmol } C}{12 \text{ kg } C} \times b \left( \frac{\text{kg } C}{\text{kg comb.}} \right) = b / 24 \left( \frac{\text{kmol } O_2}{\text{kg comb.}} \right)$$

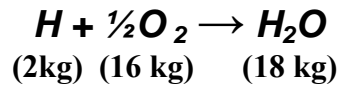
El oxígeno necesario para convertir el azufre en dióxido de azufre es:



$$\frac{1 \text{ kmol } O_2}{1 \text{ kmol } S} \times \frac{1 \text{ kmol } S}{32 \text{ kg } S} \times S \left( \frac{\text{kg } S}{\text{kg comb.}} \right) = S / 32 \left( \frac{\text{kmol } O_2}{\text{kg comb.}} \right)$$



Y finalmente, el oxígeno necesario para convertir el hidrógeno en vapor de agua es:



$$\frac{\frac{1}{2} \text{ kmol O}_2}{1 \text{ kmol H}} \times \frac{1 \text{ kmol H}}{2 \text{ kg H}} \times H \left( \frac{\text{kg H}}{\text{kg comb.}} \right) = H / 4 \left( \frac{\text{kmol O}_2}{\text{kg comb.}} \right)$$

Por lo tanto, una vez conocidos los factores de consumo de oxígeno para cada componente del combustible, a continuación veremos las expresiones para calcular el oxígeno implicado en la reacción global de combustión:

♦ **Oxígeno necesario para quemar carbono en una combustión completa:**

$$O_2 = \frac{C}{12} \left[ \frac{\text{kmol O}_2}{\text{kg comb.}} \right] \quad [5.2]$$

♦ **Oxígeno teórico necesario para la combustión completa de un combustible:**

$$O_t = \frac{C}{12} + \frac{S}{32} + \frac{H}{4} \left[ \frac{\text{kmol O}_2}{\text{kg comb.}} \right] \quad [5.3]$$

♦ **Oxígeno introducido para la combustión en un horno (con exceso de O<sub>2</sub>):**

$$O_i = n \times O_t \left[ \frac{\text{kmol O}_2}{\text{kg comb.}} \right] \quad [5.4]$$

Donde el coeficiente “**n**” indica el exceso de oxígeno en tanto por uno.

- ♦ **Oxígeno consumido para la combustión en un horno (suponiendo algo de combustión incompleta):**

$$O_c = \frac{a}{12} + \frac{b/2}{12} + \frac{S}{32} + \frac{H}{4} = O_t - \frac{b}{24} - \frac{C_R}{12} \left[ \frac{kmolO_2}{kgcomb.} \right] \quad [5.5]$$

- ♦ **Oxígeno en humos ( $O_i - O_c$ ):**

$$O_h = n \cdot O_t - \left( O_t - \frac{b}{24} - \frac{C_R}{12} \right) = (n - 1) \cdot O_t + \frac{b}{24} + \frac{C_R}{12} \left[ \frac{kmolO_2}{kgcomb.} \right] \quad [5.6]$$

Para obtener la cantidad de oxígeno en kg **O<sub>2</sub>** por cada kg de combustible, solo hay que multiplicar cada expresión anterior por el peso molecular del oxígeno, que es 16 kg/kmol.

### **Balance de Nitrógeno en humos**

Las hipótesis que tuvimos en cuenta al principio de este apartado, en materia de combustión, son las siguientes:

- El nitrógeno del aire de combustión, tal como entra a la cámara de combustión, sale de ella; es decir, no reacciona.
- No existen hidrocarburos inquemados en los gases de combustión.

Así que, de la primera hipótesis, hemos supuesto que no se produce **NO<sub>x</sub>** en los gases de combustión, para lo cual debe cumplirse que la temperatura de combustión no sea excesiva, ya que de ello deriva la formación de **NO<sub>x</sub>** en los humos.

## 5. Proceso de combustión en hornos

De este modo, en la combustión que se produce en nuestro horno, tendremos en cuenta que el nitrógeno no reacciona, por lo que no produciremos **NO<sub>x</sub>**, que se trata de un término que se aplica a varios compuestos químicos binarios gaseosos formados por la combinación de oxígeno y nitrógeno. El proceso de formación más habitual de estos compuestos inorgánicos es, como antes hemos dicho, la combustión a altas temperaturas, proceso en el cual habitualmente el aire es el comburente.

En función de la valencia atómica que utilice el nitrógeno, los óxidos de nitrógeno tienen distintas formulaciones y se aplican para ellos diferentes nomenclaturas, que vemos a continuación en la **tabla 5.9**:

Fórmula	Nomenclatura sistemática	Nomenclatura de Stock	Nomenclatura tradicional
<b>N<sub>2</sub>O</b>	Monóxido de dinitrógeno	Óxido de nitrógeno (I)	Óxido nitroso (anhídrido hiponitroso)
<b>NO</b>	Monóxido de nitrógeno	Óxido de nitrógeno (II)	Óxido nítrico
<b>N<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	Trióxido de dinitrógeno	Óxido de nitrógeno (III)	Anhídrido nitroso
<b>N<sub>2</sub>O<sub>4</sub></b>	Tetraóxido de dinitrógeno	Óxido de nitrógeno (IV)	Tetróxido de nitrógeno
<b>NO<sub>2</sub></b>	Dióxido de nitrógeno	Óxido de nitrógeno (IV)	Dióxido de nitrógeno
<b>N<sub>2</sub>O<sub>5</sub></b>	Pentaóxido de dinitrógeno	Óxido de nitrógeno (V)	Anhídrido nítrico

**Tabla 5.5. Formulación y nomenclatura de las distintas formas de los compuestos NO<sub>x</sub>.**

El monóxido de nitrógeno y el dióxido de nitrógeno constituyen dos de los óxidos de nitrógeno más importantes toxicológicamente, aunque ninguno de los dos es inflamable. El monóxido de nitrógeno es un gas a temperatura ambiente de olor dulce penetrante, fácilmente oxidable a dióxido de nitrógeno. Mientras que el dióxido de nitrógeno tiene un fuerte olor desagradable. El dióxido de nitrógeno es un líquido a temperatura ambiente, pero se transforma en un gas pardo-rojizo a temperaturas sobre los 21 °C.

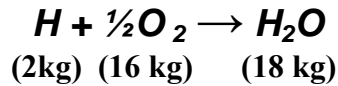
Los óxidos de nitrógeno, una vez liberados al aire por las combustiones (**NO<sub>x</sub>**) forman, a través de reacciones fotoquímicas, contaminantes secundarios, por ejemplo el *PAN* (nitrato de peroxiacetilo), formando el *smog fotoquímico* o *niebla tipo Los Ángeles*, típica de las zonas con gran concentración de vehículos a motor. Las reacciones producidas en la atmósfera por estos compuestos son muy complejas, e intervienen radicales **OH·**, **O<sub>3</sub>NO**, y otros.

Por ello, en la combustión se pretende que el nitrógeno no reaccione con el oxígeno, para lo cual evitaremos altas temperaturas de combustión en el horno. Esta temperatura de combustión se puede disminuir quemando el combustible en distintos pasos, de ahí que un horno de proceso tenga una serie de mecheros repartidos por todo el hogar del horno, y en nuestro caso, el número de quemadores por celda es de 6, suficiente para que no se produzca **NO<sub>x</sub>** en la combustión, por lo que no lo tendremos en cuenta en el balance de materia, calculándose el nitrógeno que obtendremos en los humos a partir de la expresión siguiente:

$$N_h = \frac{79}{21} \cdot O_i = \frac{79}{21} \cdot n \cdot O_t \left[ \frac{\text{kmol}N_2}{\text{kgcomb.}} \right] \quad [5.7]$$

### Balance de Agua en humos

El agua es una sustancia formada por dos átomos de hidrógeno y uno de oxígeno (**H<sub>2</sub>O**), que es esencial para la supervivencia de todas las formas conocidas de vida. En su uso más común, con agua nos referimos a la sustancia en su estado líquido, pero la misma puede hallarse en forma sólida (hielo), y en forma gaseosa que llamamos vapor de agua, y es lo que obtendremos como uno de los productos de la reacción de combustión, tal y como vimos anteriormente en una de las reacciones, que recordamos a continuación.



El factor de conversión para obtener agua es el que mostramos a continuación:

$$\frac{1\text{kmol}H_2O}{1\text{kmol}H} \times \frac{1\text{kmol}H}{2\text{kg}H} \times H \left( \frac{\text{kg}H}{\text{kgcomb.}} \right) = H/2 \left( \frac{\text{kmol}H_2O}{\text{kgcomb.}} \right)$$

Pero para calcular los kilogramos de vapor de agua que obtenemos como producto en los humos de la combustión, además de pasar este los kilomoles de vapor de agua a kilogramos (para lo cual multiplicamos este factor por el peso molecular del agua, que es el que vemos en la reacción anterior, 18 kg/kmol), debemos añadir el agua contenida en la humedad superficial que incluimos en la composición del combustible, en la **tabla 5.4 ( $W'$ )**, por lo que la expresión que nos queda para calcular la cantidad de agua en los humos es la siguiente:

$$W_h = W' + 18 \cdot \frac{H''}{2} = W' + 9H'' \left[ \frac{\text{kg}H_2O}{\text{kgcomb.}} \right] \quad [5.8]$$

Una vez realizado el balance de materia al comburente (oxígeno) y a los componentes que son producto de la combustión, debemos realizar un análisis de los gases obtenidos en los humos de combustión, para completar el sistema de ecuaciones del balance de materia.

### **Análisis de los gases que componen los humos de combustión**

Los gases de combustión son gases producidos como resultado de la reacción de combustión, entre combustible (en nuestro caso fuel oil) y comburente (que en la mayoría d los casos es aire), que se descargan a la atmósfera a través de una tubería o chimenea.

Se definen como chimeneas industriales a los conductos construidos para dar salida a la atmósfera libre a gases resultantes de la combustión, o de una reacción química (“*gases de cola*”), para su dispersión en el aire ambiente. Como norma general son completamente verticales para asegurar que los gases calientes puedan fluir sin problemas, moviéndose por convección térmica (diferencia de densidades).

Para determinar las características de una chimenea es imprescindible conocer el tipo de fluido que se espera que circule por ella. Normalmente se trata de humos producto de la combustión de combustibles fósiles (carbón, derivados líquidos o gaseosos del petróleo), madera, etc., en aire ambiente. Sin embargo, aun en estos casos, hay que tener en cuenta la posible “contaminación” de estos humos con sustancias desprendidas de los procesos en los que intervienen, como por ejemplo, los hornos de reverbero.

En nuestro caso, que se trata de un horno de proceso donde quemamos fuel oil combustible, estos humos pueden componerse de:

- *Nitrógeno (**N<sub>2</sub>**)*, procedente del aire comburente, que no reacciona.
- *Dióxido de carbono (**CO<sub>2</sub>**) y vapor de agua (**H<sub>2</sub>O**)* procedentes de la combustión de los hidrocarburos, junto con pequeñas cantidades provenientes de la propia composición de aire comburente. Aunque el dióxido de carbono no sea tóxico en sí en el aire, y de hecho favorece el crecimiento de las plantas, puede llegar a ser tóxico en ambientes cerrados. Pero su peligro ambiental radica en que el exceso de dióxido de carbono es una forma más de contaminación, ya que

es el principal responsable del proceso de calentamiento global del planeta. Los ecologistas han puesto esto en evidencia en los años 1990, y por ello, el *Protocolo de Kyoto*, en 1999 estableció un calendario de reducción de las emisiones de este gas.

- Oxígeno ( $O_2$ ), procedente del aire comburente en exceso respecto al necesario para una combustión estequiométrica.
- Óxidos de nitrógeno ( $NO_x$ ), que se producen si la temperatura alcanzada por la llama supera los 1.300 °C en alguna zona, la combinación del nitrógeno del aire (o de los compuestos nitrogenados presentes en el combustible) con el oxígeno se realiza a velocidades apreciables, contaminando los humos con óxidos de nitrógeno en proporciones suficientes como para sobrepasar las normativas de ciertos países. En nuestro caso vamos a suponer que no se producen.

Estos agentes reaccionan con el agua y forman ácido nítrico ( $HNO_3$ ), que acidifica los suelos. Además, estos óxidos de nitrógeno originan disminución de la visibilidad, corrosión de materiales y la disminución en el crecimiento de algunas especies vegetales de importancia agrícola. La exposición a estos, puede causar disminución de la función pulmonar, incrementar problemas respiratorios e influir en la morbilidad o en la evolución de enfermedades.

- Óxidos de azufre ( $SO_x$ ), ya que algunos combustibles, especialmente los líquidos, contienen azufre en proporciones que pueden variar entre menos de un 1% (*combustibles B.T.S.*) hasta algo más de un 5% (*fueles pesados*), entre los cuales se encuentra el utilizado en nuestro horno de proceso (*fuel BIA* con 1% de azufre), que combinado con el oxígeno del aire, da lugar a diferentes compuestos de azufre, todos ellos considerados como contaminantes por las administraciones de diferentes países.

Los óxidos de azufre, se refieren principalmente al *dióxido de azufre* ( $SO_2$ ) y al *trióxido de azufre* ( $SO_3$ ), que provocan un gran impacto ambiental a los componentes aire y suelo, aunque el  $SO_2$  es emitido en mayor medida cuantitativamente que el  $SO_3$ , ya que los dos se emiten conjuntamente, por lo en

nuestro análisis de gases, solo tendremos en cuenta el primero. El **SO<sub>3</sub>** es altamente higroscópico, y se combina con el agua atmosférica para dar origen a la lluvia ácida compuesta por ácido sulfúrico (**H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**), que provoca erosión química en los suelos y prácticamente la vida vegetal perece en el sector de influencia del agente emisor.

- *Monóxido de carbono (CO)*, resultado de una combustión incompleta. Es peligroso para las personas y los animales, puesto que se fija en la hemoglobina de la sangre, impidiendo el transporte de oxígeno en el organismo. Además, es inodoro, y a la hora de sentir un ligero dolor de cabeza ya es demasiado tarde. Se diluye muy fácilmente en el aire ambiental, pero en un medio cerrado, su concentración lo hace muy tóxico, incluso mortal.
- *Radicales libres*, que son partículas sólidas (fundamentalmente de carbono) y otros productos, procedentes de impurezas en el combustible (metales pesados), aunque todos ellos en muy pequeñas proporciones.

Aunque gran parte de estos humos es el relativamente inofensivo, como el dióxido de carbono (**CO<sub>2</sub>**), vapor de agua (**H<sub>2</sub>O**) o el nitrógeno (**N<sub>2</sub>**), otra parte la componen sustancias nocivas o tóxicas como el monóxido de carbono (**CO**), óxidos de nitrógeno (**NO<sub>x</sub>**) u óxidos de azufre (**SO<sub>x</sub>**). Los estándares de polución suelen centrarse en reducir los contaminantes que llevan éstos gases.

Para calcular el volumen de humos producidos de la combustión en el horno de proceso, debemos de tener en cuenta que estos humos se tratan de humos húmedos, ya que contienen vapor de agua, de manera que el volumen de humos húmedos está compuesto por humos secos y vapor de agua, cuyas expresiones vemos a continuación.

El volumen de humos secos viene dado por la **ecuación 5.9**:

$$V_{hs} = \left[ \frac{a+b}{12} + \frac{S'}{32} + (4,76n - 1) \times \left( \frac{C'}{12} + \frac{H''}{4} + \frac{S'}{32} \right) + \frac{b}{12} + \frac{C_R}{12} \right] \times 22,4 \quad [5.9]$$



## 5. Proceso de combustión en hornos

Donde el volumen de humos secos viene dado por las unidades  $\text{Nm}^3/\text{kg}$  combustible, que es resultado de la multiplicación del número de kilomoles por kg de combustible por  $22,4 \text{ Nm}^3$  por kilomol, que es el volumen ocupado por un gas perfecto.

El volumen de vapor de agua en los humos se calcula, primero pasando la **ecuación 5.8** a unidades de moles, dividiéndola por el peso molecular del agua, para luego multiplicarlo por los  $22,4 \text{ Nm}^3$  por kilomol, de un gas perfecto. De este modo, obtenemos la **ecuación 5.10**:

$$V_{H_2O} = \left( \frac{W'}{18} + \frac{9H''}{18} \right) \times 22,4 \left[ \frac{\text{Nm}^3}{\text{kgcomb.}} \right] \quad [5.10]$$

Entonces, el volumen de humos húmedos será la suma del volumen de humos secos y el volumen de agua en humos (en forma de vapor), obteniendo la **ecuación 5.11**:

$$V_{hh} = V_{hs} + V_{H_2O} \left[ \frac{\text{Nm}^3}{\text{kgcomb.}} \right] \quad [5.11]$$

A partir de la **ecuación 5.9**, podemos calcular el volumen de gases de los componentes producidos en los humos secos, ya que esta ecuación es el denominador común de todas las expresiones de cada uno de estos gases, que vemos a continuación:

$$V_{CO_2} = \frac{a/12}{V_{hs}} \times 22,4 \left[ \frac{\text{Nm}^3}{\text{kgcomb.}} \right] \quad [5.12]$$

$$V_{CO} = \frac{b/12}{V_{hs}} \times 22,4 \left[ \frac{\text{Nm}^3}{\text{kgcomb.}} \right] \quad [5.13]$$

$$V_{SO_2} = \frac{S'/32}{V_{hs}} \times 22,4 \left[ \frac{Nm^3}{kgcomb.} \right] \quad [5.14]$$

$$V_{N_2} = \frac{\frac{79}{21} \cdot nO_t}{V_{hs}} \times 22,4 \left[ \frac{Nm^3}{kgcomb.} \right] \quad [5.15]$$

$$V_{O_2} = \frac{(n-1)O_t + \frac{b}{24} + \frac{C_R}{12}}{V_{hs}} \times 22,4 \left[ \frac{Nm^3}{kgcomb.} \right] \quad [5.16]$$

De igual modo, para calcular la cantidad de humos producidos por la combustión en el horno de proceso y los compuestos que forman parte de este humo, solo tenemos que cambiar los 22,4 Nm<sup>3</sup> por kilomol, por el peso molecular de cada componente, de manera que obtenemos las siguientes ecuaciones:

$$m_{hs} = \left[ \frac{44a}{12} + \frac{28b}{12} + \frac{64S'}{32} + 32 \left( (n-1) \times O_t + \frac{b}{12} + \frac{C_R}{12} \right) + 28 \left( \frac{79}{21} \cdot nO_t \right) \right] \times 22,4 \quad [5.17]$$

Donde la cantidad de humos secos viene dado por las unidades de kilogramo por kilogramo de combustible. La cantidad de agua en los humos la vimos anteriormente con la **ecuación 5.8**, de modo que la cantidad de humos húmedos es la que vemos en la **ecuación 5.18**:

$$m_{hh} = m_{hs} + m_{H_2O} \left[ \frac{kg}{kgcomb.} \right] \quad [5.18]$$

## 5. Proceso de combustión en hornos

La cantidad de los componentes que forman parte del humo seco, vienen dados por las expresiones siguientes:

$$m_{CO_2} = \frac{a/12}{m_{hs}} \times 44 \left[ \frac{kg}{kgcomb.} \right] \quad [5.19]$$

$$m_{CO} = \frac{b/12}{m_{hs}} \times 28 \left[ \frac{kg}{kgcomb.} \right] \quad [5.20]$$

$$m_{SO_2} = \frac{S'/32}{m_{hs}} \times 64 \left[ \frac{kg}{kgcomb.} \right] \quad [5.21]$$

$$m_{N_2} = \frac{\frac{79}{21} nO_t}{m_{hs}} \times 28 \left[ \frac{kg}{kgcomb.} \right] \quad [5.22]$$

$$m_{O_2} = \frac{(n-1)O_t + \frac{b}{24} + \frac{C_R}{12}}{m_{hs}} \times 32 \left[ \frac{kg}{kgcomb.} \right] \quad [5.23]$$

Con las **ecuaciones 5.12 a 5.16**, y las **ecuaciones 5.19 a 5.23** obtenemos, realmente, los porcentajes volumétricos y máscos, respectivamente, de los componentes de los humos de combustión. Para obtener los caudales volumétricos y máscos, tendremos que multiplicar, a estos porcentajes, el caudal de combustible consumido en la combustión, que calcularemos a continuación gracias al balance energético de la combustión.

## **BALANCE DE ENERGÍA**

El balance de energía de la reacción de combustión tiene por objeto la determinación del calor de reacción. La reacción de combustión es exotérmica, es decir, desprende calor, y este calor desprendido es el calor de reacción, que depende no sólo de las sustancias reaccionantes, combustible y aire u oxígeno, sino también de sus estados. Este calor desprendido en la combustión se denomina como *calor útil*, y se trata del calor necesario para calentar la corriente fría del *Análisis Pinch*, por encima del *punto pinch* ( $Q_H$ ).

El valor absoluto de la entalpía de combustión recibe el nombre de poder calorífico del combustible, y podemos distinguir entre *poder calorífico superior* (**PCS**) y *poder calorífico inferior* (**PCI**), según que se produzca o no la condensación del vapor de agua de los humos.

La condensación del vapor de agua depende de la temperatura y de la concentración de éste en los humos. Para que se produzca tal condensación, se ha de alcanzar la llamada *temperatura de rocío del vapor* de agua en los humos. Es difícil establecer las condiciones de esta condensación, ya que, en cada caso, tendremos un gas soporte diferente, refiriéndonos como gas soporte a los humos secos.

Esta temperatura de condensación del vapor de agua adquiere importancia en el tema de la recuperación energética de los humos. Si se alcanza esta temperatura, el vapor de agua condensará y disolverá, en mayor o menor proporción, algunos componentes de los humos, con lo cual el agua condensada puede ser ácida y de notable poder corrosivo, denominándose esta temperatura *punto de rocío ácido*.

En una reacción de combustión, si es adiabática, los productos adquieren un calor sensible igual al de los reactivos, más el calor desprendido por la reacción ( $Q_H$ ), a la temperatura de entrada, más el poder calorífico del combustible. Como a la temperatura de los productos el vapor de agua no condensa, será el **PCI** el calor que se emplea en elevar la temperatura desde el valor de entrada, hasta la temperatura

adiabática. Esto da lugar a la ecuación de *balance de energía*, que vemos a continuación, en la **ecuación 5.24**:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{comb.} \cdot PCI \cdot \eta_{comb.} + \dot{m}_{comb.} \cdot m_{aire} \cdot \bar{C}_{p,aire} (T_e - T_{ref}) = \\ = Q_H + \dot{m}_{comb.} (m_{hs} \cdot \bar{C}_{p,hs} + m_{H_2O} \cdot \bar{C}_{p,H_2O}) \cdot (T_s - T_{ref}) + Q_{perdido} \end{aligned} \quad [5.24]$$

Donde:

$T_e$  = Temperatura de entrada de aire al horno.

$T_s$  = Temperatura de salida de humos del horno.

$T_{ref}$  = Temperatura de referencia, que normalmente asemejamos al valor de la temperatura de entrada de aire, para así eliminar gran parte del primer término de la ecuación.

$m_{aire}$  = Masa de aire que utilizamos como comburente de la combustión.

$m_{H_2O}$  = Masa de vapor de agua contenido en los humos de la combustión.

$m_{hs}$  = Masa de humos secos de la combustión.

$\bar{C}_{p,aire}$  = Calor específico medio del aire, a la temperatura de entrada y a la temperatura de referencia.

$\bar{C}_{p,hs}$  = Calor específico medio de los humos secos, a la temperatura de salida de éstos y a la temperatura de referencia.

$\bar{C}_{p,H_2O}$  = Calor específico medio del vapor de agua contenido en los humos, a la temperatura de salida de los humos y a la temperatura de referencia.

$PCI$  = Poder calorífico inferior del combustible, que calculamos a partir del poder calorífico de los componentes del combustible, mediante la siguiente **ecuación 5.25**:

$$PCI = \sum (x_i \cdot PCI_i) \quad [5.25]$$

Donde  $x_i$  es la base disponible de los compuestos del combustible que influyen en el poder calorífico de éste (carbono, hidrógeno y azufre).

## 5. Proceso de combustión en hornos

$\eta_{comb.}$  = Rendimiento de combustión, que calculamos a partir de la **ecuación 5.26**, que vemos a continuación:

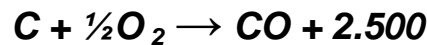
$$\eta_{comb} = \frac{PCI - P_{is} - P_{ig}}{PCI} \quad [5.26]$$

Donde  $P_{is}$  y  $P_{ig}$  son pérdidas por inquemados sólidos y gaseosos, respectivamente, que calculamos por las **ecuaciones 5.27 y 5.28**, respectivamente.

$$P_{is} = C_R \times 8.100 \left[ \frac{kcal}{kgcomb.} \right] \quad [5.27]$$

$$P_{ig} = b \times 5.600 \left[ \frac{kcal}{kgcomb.} \right] \quad [5.28]$$

Estas ecuaciones son sacadas de las reacciones que se producen en la combustión, entre el carbono y oxígeno, de manera que:



$Q_{perdido}$  = Calor perdido en el horno de proceso, por transmisión de calor, es decir, es el calor del horno que no se utiliza, según la **ecuación 5.29**:

$$Q_{perdido} = CP_{humos} \cdot (T_{salidahumos} - T_{ambiente}) \quad [5.29]$$

$\dot{m}_{comb}$  = Caudal másico de combustible, que es el parámetro que pretendemos calcular con el balance de energía, y para lo cual, despejaremos este parámetro de la **ecuación 5.24**, tal y como vemos a continuación.

## 5. Proceso de combustión en hornos

Primero pasamos todos los parámetros de caudal de combustible al primer término de la expresión, teniendo en cuenta que  $T_e = T_{ref}$ , por lo que simplificamos parte de esta expresión, quedando la **ecuación 5.30**:

$$\dot{m}_{comb.} \cdot PCI \cdot \eta_{comb.} - \dot{m}_{comb.} \cdot (m_{hs} \cdot \bar{C}_{p,hs} + m_{H_2O} \cdot \bar{C}_{p,H_2O}) \cdot (T_s - T_{ref}) = Q_H + Q_{perdido} \quad [5.30]$$

Ahora despejamos el caudal de combustible, quedándonos la **ecuación 5.31**, definitiva para calcular el caudal másico de combustible empleado para la combustión en el horno de proceso.

$$\dot{m}_{comb.} = \frac{Q_H + Q_{perdido}}{PCI \cdot \eta_{comb.} - (m_{hs} \cdot \bar{C}_{p,hs} + m_{H_2O} \cdot \bar{C}_{p,H_2O}) \cdot (T_s - T_{ref})} \quad [5.31]$$

Por lo tanto, una vez calculado el caudal de combustible necesario para la combustión, ya podemos calcular la cantidad de gases emitidos por los humos, ya que, según los cálculos que realizamos anteriormente en el balance de materia de los gases, éstos se daban en volumen o masa, por kilogramo de combustible consumido, que es lo que hemos calculado ahora en el balance de energía.

A continuación, vamos a aplicar lo visto hasta ahora para los datos del fuel oil combustible utilizado en el horno de proceso de la unidad de *Craqueo Térmico de Crudo*. Con estos datos, realizaremos el balance de materia de los componentes de este fuel oil combustible, que será el mismo para cualquier valor de  $\Delta T_{min}$  estudiado en el *Análisis Pinch*, ya que no depende del calor necesario a suministrar para calefacción ( $Q_H$ ), obtenido en este análisis para casa estudio realizado.

Posteriormente al balance de materia, realizaremos el balance de energía, diferenciando este balance para cada uno de los valores de estudio  $\Delta T_{min}$  realizado anteriormente en el **capítulo 4**, ya que este balance de energía si depende de  $Q_H$ .

Recordamos que en el **capítulo 4** diferenciamos 2 casos de estudio, dependiendo de la temperatura de salida de la corriente de *quench* del tren de precalentamiento. De este modo, para el caso 1, teníamos un primer intercambio de calor entre carga y fondo, hasta que esta última corriente alcanza 225 °C. Tras este primer intercambio, desviábamos la corriente de fondo tal y como se hace actualmente en la unidad: de los 236.252 kg/h de corriente, 168.750 kg/h continúan en el tren de precalentamiento, para pasar por los restantes intercambiadores de calor, mientras que los 67.502 kg/h restantes son desviados como corriente de *quench*, pero ya a la temperatura de utilización, por lo que no tiene que pasar por ningún cambiador de refrigeración, ahorrando energía de refrigeración. En cambio, el caso es el que tenemos actualmente en la unidad de *Craqueo Térmico*, y que explicamos ya en el **apartado 2.4 del capítulo 2**. En este caso, la desviación de la corriente de *quench* la realizamos a 311 °C, necesitando una posterior refrigeración de esta corriente para poder utilizarla.

A priori, puede parecer necesario diferenciar los cálculos de combustión para cada caso, ya que se tratan de dos procesos con necesidades de calefacción ( $Q_H$ ) distintas, tal y como vimos en el **capítulo 4**.

El balance de materia es el mismo para los casos, ya que en este primer bloque de cálculos, contamos solo con datos de fuel oil combustible, que para ambos casos es el mismo. Aunque para el cálculo de la cantidad de carbono que se transforma en CO<sub>2</sub> y CO necesitamos el dato del caudal de humo que se emite a la atmósfera, que como vimos varía de un valor de  $\Delta T_{\min}$  a otro, pero que es el mismo para igual valor de  $\Delta T_{\min}$  en uno u otro caso, debido a que la necesidad de calefacción en cada caso para el mismo valor de  $\Delta T_{\min}$  es igual, variando solamente las necesidades de refrigeración, tal y como vimos en el **capítulo 4**.

Y entonces, por este último motivo, el balance de energía también es el mismo para cada caso, ya que tienen las mismas necesidades de calefacción para los mismos valores de  $\Delta T_{\min}$  estudiados. En este caso, solo tenemos que diferenciar entre los distintos valores de  $\Delta T_{\min}$ , ya que el combustible consumido es distinto según las necesidades energéticas de calefacción.



**BALANCE DE MATERIA PARA LA COMBUSTIÓN EN EL**  
**HORNO DE CRAQUEO TÉRMICO DE CRUDO.**

Anteriormente, en la **tabla 5.2**, vimos los porcentajes de los componentes que forman parte del fuel oil combustible utilizado en el horno, y que recordamos a continuación:

Elemento	% peso
<b>C</b>	85,100
<b>H<sub>2</sub></b>	10,150
<b>S</b>	1,000
<b>O<sub>2</sub></b>	3,750
<b>P</b> (cenizas)	0,025

**Tabla 5.2. Componentes del fuel oil combustible del horno de Craqueo Térmico.**

Así que, conociendo de la **tabla 5.3**, que la humedad superficial es de 0,5 % vol. (aproximadamente igual en % peso), podemos realizar la tabla para el cálculo de la base disponible de cada uno de estos componentes, tal y como vimos en la **tabla 5.4**. Así que, la tabla realizada para los datos de nuestro fuel oil combustible es la que vemos en la **tabla 5.6**.

Componentes en base seca	Componentes en base húmeda	Componentes en base disponible
0,85100 kg C/kg comb.	0,8467 kg C/kg comb.	0,8467 kg C/kg comb.
0,1015 kg H <sub>2</sub> /kg comb.	0,1010 kg H <sub>2</sub> /kg comb.	0,0963 kg H <sub>2</sub> /kg comb.
0,01000 kg S/kg comb.	0,0100 kg S/kg comb	0,0100 kg S/kg comb
0,03750 kg O <sub>2</sub> /kg comb.	0,0373 kg O <sub>2</sub> /kg comb.	-----
0,00025 kg P/kg comb.	0,0002 kg P/kg comb.	0,0002 kg P/kg comb.
	0,0050 kg agua/kg comb.	0,0470 kg agua/kg comb.
<b>1 kg combustible</b>	<b>1 kg combustible</b>	<b>1 kg combustible</b>

**W** = 0,5 % peso

**Tabla 5.6. Operaciones para pasar la composición del fuel oil combustible del horno de Craqueo Térmico, de base seca a base disponible.**

Una vez obtenido todos los componentes del combustible en base disponible, nos disponemos a realizar el balance de materia de cada uno de estos componentes, para calcular la cantidad de reactivos que obtenemos de la reacción de combustión.

Para realizar el balance de carbono, nos ayudamos de la **ecuación 5.1**, que vimos anteriormente, y que dice:

$$C = a + b + C_R \quad [5.1]$$

Pero no sabemos cuánto carbono se convierte de **CO<sub>2</sub>** y cuánto en **CO**. Para calcularlo debemos realizar antes el balance materia de los demás componentes del fuel oil combustible, y plantear la ecuación para el cálculo de la cantidad de humos secos producidos por el horno, para así poder calcular los parámetros **a** y **b**.

## 5. Proceso de combustión en hornos

Así que, a continuación vamos a realizar el balance de materia para cada componente del combustible, para lo cual utilizaremos las ecuaciones desde la 5.3 hasta la 5.8, obteniendo la siguiente tabla de resultados, **tabla 5.7**:

BALANCE DE OXÍGENO (Exceso del 30 %)	
Oxígeno teórico ( $O_f$ )	0,095 kmol/kg comb.
Oxígeno introducido ( $O_i$ )	0,123 kmol/kg comb.
Oxígeno consumido ( $O_c$ )	0,045 kmol/kg comb.
Oxígeno en humos ( $O_h$ )	0,078 kmol/kg comb.
BALANCE DE NITRÓGENO	
Nitrógeno en humos ( $N_h$ )	0,464 kmol/kg comb.
BALANCE DE AGUA	
Agua en humos ( $W_h$ )	0,428 kg agua/kg comb.

**Tabla 5.7. Balance de materia para componentes del fuel oil combustible del horno de Craqueo Térmico.**

Una vez obtenida la **tabla 5.7**, ya podemos plantear el sistema de ecuaciones para al cálculo de los parámetros **a** y **b**. Para este sistema de ecuaciones, donde tenemos dos incógnitas, utilizamos las ecuaciones 5.1 y 5.17, donde el parámetro  $C_R$  es el carbono que se encuentra en el residuo, cuyo valor se muestra en la **tabla 5.3** (0,0004 kmol de C residual/kg combustible) y  $m_{hs}$  es la masa de humos secos producto de la combustión, que calculamos a partir del caudal de humos obtenido en cada uno de los distintos estudios del *Análisis Pinch*, para cada valor de  $\Delta T_{\min}$ .

El sistema de ecuaciones es el que vemos a continuación:

$$C = a + b + C_R \quad [5.1]$$

$$m_{hs} = \left[ \frac{44a}{12} + \frac{28b}{12} + \frac{64S'}{32} + 32 \left( (n-1) \times O_t + \frac{b}{12} + \frac{C_R}{12} \right) + 28 \left( \frac{79}{21} \cdot nO_t \right) \right] \times 22,4 \quad [5.17]$$

Para el cálculo de la masa de humos secos, utilizamos las expresiones que vemos a continuación. Primero calculamos aproximadamente la sección de la chimenea de donde salen los humos, para lo cual, utilizamos la **ecuación 5.32**:

$$Sección = \frac{Q_{humos}}{V \cdot \rho_{humos}} \times \frac{273 \cdot T_{humos}}{273} (m^2) \quad [5.32]$$

Donde:

$Q_{humos}$  = Caudal de humos, en Kg/s.

$V$  = Velocidad de los humos, que según la normativa de Administración Pública, se encuentra entre 3 y 10 m/s. Como en nuestro caso, se trata de un horno de tiro natural, tomaremos una velocidad de 3 m/s, la menor posible.

$\rho_{humos}$  = Densidad de los humos, que es de 1,29 kg/Nm<sup>3</sup>.

$T_{humos}$  = Temperatura de salida de los humos, que es de 400 °C.

Una vez calculada la sección de paso de los humos por la chimenea, calculamos el diámetro de ésta, para lo cual, utilizamos la **ecuación 5.33**, que vemos a continuación:

$$Diámetro = \sqrt{\frac{4 \cdot Q \cdot (273 + T_{humos})}{273 \pi \cdot V \cdot \rho_{humos}}} (m) \quad [5.33]$$

## 5. Proceso de combustión en hornos

De modo que, una vez tengamos esta ecuación, ya podemos calcular la masa de humos que sale del horno (que se trata de humos húmedos, ya que contienen vapor de agua). Para ello, al caudal de humos obtenido del *Análisis Pinch* (en kg/s), le multiplicamos el diámetro de salida de éstos, y le dividimos la velocidad de salida por este diámetro, obteniendo la masa de humos húmedos que sale del horno de proceso, tal y como vemos en la **ecuación 5.34**:

$$m_{hh} = Q_{humos} \times \frac{Diámetro}{Velocidad} \quad [5.34]$$

Y como de la **tabla 5.7** conocemos los kg de agua por kg de combustible que contienen los humos, le restamos este valor a lo obtenido en la **ecuación 5.34**, obteniendo así la masa de humos secos que sale del horno, según la **ecuación 5.35**.

$$m_{hs} = m_{hh} - W_h \quad [5.35]$$

A continuación, en la **tabla 5.8** mostramos los resultados obtenidos del cálculo de la masa de humos secos para cada valor de  $\Delta T_{\min}$ , para el caso 1:

$\Delta T_{\min}$ (°C)	$Q_{humos}$ (kg/s)	Diámetro (m)	$V$ (m/s)	$m_{hh}$ (kg/kg comb.)	$m_{hs}$ (kg/kg comb.)
10	14,985	3,486	3	17,414	16,986
20	16,748	3,686	3	20,576	20,148
30	18,511	3,875	3	23,908	23,418
40	20,274	4,055	3	27,404	26,976
50	22,037	4,228	3	31,055	30,627
60	23,800	4,394	3	34,855	34,427

**Tabla 5.8.** Masa de humos secos para cada valor de  $\Delta T_{\min}$ .

### 5. Proceso de combustión en hornos

Una vez obtenido la masa de humos secos, sustituimos este valor en la **ecuación 5.7**, resolviendo el **sistema de ecuaciones 5.1-5.7** y obteniendo los valores de **a** y **b**, en una primera iteración. A continuación, sustituimos estos valores de nuevo en la **ecuación 5.7**, y recalculamos la masa de humos secos, que en todos los casos obtenemos el mismo valor: 17,039 kg/kg comb. Entonces, sustituimos de nuevo este valor en el **sistema de ecuaciones 5.1-5.7** y obtenemos los valores de **a** y **b**, en una segunda y última iteración, que en todos los casos se obtiene el mismo valor: 0,802 kg CO<sub>2</sub> /kg comb. y 0,045 kg CO/kg comb.

A continuación, en la **tabla 5.9** mostramos los resultados obtenidos de estas iteraciones, cuyas unidades están dadas en kg/kg comb.

	1ª ITERACIÓN			2ª ITERACIÓN		
$\Delta T_{\min}$ (°C)	$m_{hs}$	$a$	$b$	$m_{hs}$	$a$	$b$
10	16,986	0,808	0,039	1,039	0,802	0,045
20	20,148	0,443	0,403	1,039	0,802	0,045
30	23,418	0,059	0,788	1,039	0,802	0,045
40	26,976	-0,345	1,191	1,039	0,802	0,045
50	30,627	-0,766	1,613	1,039	0,802	0,045
60	34,427	-1,204	2,051	1,039	0,802	0,045

**Tabla 5.9. Cantidad de CO<sub>2</sub> y CO producido en los humos de combustión.**

Por lo tanto, una vez realizado el balance de materia, debemos realizar el análisis de gases producidos en los humos de combustión, para lo cual nos ayudamos de las **ecuaciones 5.9 a 5.23**, mostrando los resultados en la **tabla 5.10**, que vemos a continuación.

Gases	Nm <sup>3</sup> / kg comb.	%vol.	kg / kg comb.	%peso
O <sub>2</sub>	0,0537	5,37	0,0570	5,70
CO <sub>2</sub>	0,1182	11,82	0,1726	17,26
CO	0,0066	0,66	0,0061	0,61
SO <sub>2</sub>	0,0005	0,05	0,0012	0,12
N <sub>2</sub>	0,8214	82,14	0,7631	76,31
		100		100

Tabla 5.10. Proporción de los gases en los humos de combustión.

Así que, en la **tabla 5.10** hemos obtenido los porcentajes volumétricos y másicos de los componentes de los humos de combustión. Para obtener los caudales volumétricos y másicos, tendremos que multiplicar, a estos porcentajes, el caudal de combustible consumido en la combustión, que calcularemos a continuación gracias al balance energético de la combustión.

**BALANCE DE ENERGÍA PARA LA COMBUSTIÓN EN EL**  
**HORNO DE CRAQUEO TÉRMICO DE CRUDO.**

Lo que se pretende con el balance de energía es calcular el caudal másico de combustible, para poder calcular la cantidad de gases emitidos por los humos, ya que, según los cálculos que realizamos anteriormente en la **tabla 5.10**, en el balance de materia de los gases, éstos se daban en volumen o masa, por kilogramo de combustible consumido, que es lo que vamos a calcular ahora en el balance de energía. Así que, para calcular el caudal de combustible consumido en la combustión, hacemos uso de la **ecuación 5.31**, que recordamos a continuación:

$$\dot{m}_{comb.} = \frac{Q_H + Q_{perdido}}{PCI \cdot \eta_{comb.} - (m_{hs} \cdot \bar{C}_{p,hs} + m_{H_2O} \cdot \bar{C}_{p,H_2O}) \cdot (T_s - T_{ref})} \quad [5.31]$$

Donde:

$T_s$  = Temperatura de salida de humos del horno, que es de 400 °C.

$T_{ref}$  = Temperatura de referencia, que normalmente asemejamos al valor de la temperatura de entrada de aire, para así eliminar gran parte del primer término de la ecuación. Como la temperatura de entrada de aire al horno, que gracias al intercambiador de calor que existe antes de la entrada de aire al horno, donde se calienta éste gracias a una corriente de gasoil, es de 175 °C, esta será también la temperatura de referencia.

$m_{H_2O}$  = Masa de vapor de agua contenido en los humos de la combustión, que como antes calculamos, es de 0,428 kg agua/kg combustible.

$m_{hs}$  = Masa de humos secos de la combustión, cuyo valor antes calculamos y era de 17,309 kg/kg combustible.



$\overline{C}_{p,hs}$  = Calor específico medio de los humos secos, a la temperatura de salida de éstos y a la temperatura de referencia, que tal como expresamos en el **capítulo 4**, es de 0,291 kcal/kg·°C.

$\overline{C}_{p,H_2O}$  = Calor específico medio del vapor de agua contenido en los humos, a la temperatura de salida de los humos y a la temperatura de referencia, que es de 1 kcal/kg·°C, aproximadamente.

**PCI** = Poder calorífico inferior del combustible, que calculamos a partir del poder calorífico de los componentes del combustible, mediante la siguiente **ecuación 5.25**, que vimos anteriormente, siendo de 9.665 kcal/kg combustible. A continuación mostramos el cálculo realizado para obtenerlo:

$$PCI = \frac{0,8467 \cdot 33.908 + 0,0963 \cdot 121.100 + 0,01 \cdot 9.269}{4,186} = 9.665 \frac{kcal}{kgcomb.}$$

**$\eta_{comb.}$**  = Rendimiento de combustión, que calculamos a partir de la **ecuación 5.26**, y que vemos a continuación:

$$\eta_{comb} = \frac{9665 - 0,00004 \cdot 8.100 - 0,045 \cdot 5.600}{9665} = 0,974$$

**$Q_{perdido}$**  = Calor perdido en el horno de proceso, por transmisión de calor, que se calcula según la **ecuación 5.29**, que recordamos a continuación:

$$Q_{perdido} = CP_{humos} \cdot (T_{salidahumos} - T_{ambiente}) \quad [5.29]$$

## 5. Proceso de combustión en hornos

Tanto este valor como el del calor útil de combustión ( $Q_H$ ) varían según el valor de estudio  $\Delta T_{\min}$ . En la **tabla 5.11** mostramos estos valores para cada valor de  $\Delta T_{\min}$  estudiado en el **capítulo 4**:

$\Delta T_{\min}$ (°C)	$Q_H$ (kcal/h)	$Q_{\text{perdido}}$ (kcal/h)	$Q_{\text{Fuel}}$ (kcal/h)
10	9.419.062,50	5.839.818,75	<b>15.258.881,25</b>
20	10.527.187,50	6.526.856,25	<b>17.054.043,75</b>
30	11.635.312,50	7.213.893,75	<b>18.849.206,25</b>
40	12.743.437,50	7.900.931,25	<b>20.644.368,75</b>
50	13.851.562,50	8.587.968,75	<b>22.439.531,25</b>
60	14.959.687,50	9.275.006,25	<b>24.234.693,75</b>

**Tabla 5.11. Calor útil, perdido y total de la combustión del horno de Craqueo Térmico, para distintos valores de  $\Delta T_{\min}$ .**

Realizando estos cálculos para la actual unidad de *Craqueo Térmico*, obtenemos los resultados que vemos a continuación en la **tabla 5.12**, comparados con  $\Delta T_{\min} = 40$  °C, que se trata de la diferencia de temperaturas mínima del proceso actual, al igual que concluimos en el **capítulo 4**, comparando los resultados del *Análisis Pinch*.

$\Delta T_{\min}$ (°C)	$Q_H$ (kcal/h)	$Q_{\text{perdido}}$ (kcal/h)	$Q_{\text{Fuel}}$ (kcal/h)
Actual	12.742.287,50	7.900.218,25	<b>20.642.505,75</b>
40	12.743.437,50	7.900.931,25	<b>20.644.368,75</b>

**Tabla 5.12. Calor útil, perdido y total de la combustión del horno de Craqueo Térmico, para la actual unidad y para un valor de  $\Delta T_{\min} = 40$  °C.**

## 5. Proceso de combustión en hornos

De modo que, sustituyendo todos estos parámetros en la **ecuación 5.31**, obtenemos el caudal de combustible consumido, que reflejamos para valor de  $\Delta T_{\min}$  en la siguiente **tabla 5.13**, al igual que las cantidades de cada uno de los gases emitidos por los humos:

$\Delta T_{\min}$ (°C)	$\dot{m}_{comb.}$ (kg/h)	O <sub>2</sub> (kg/h)	CO <sub>2</sub> (kg/h)	CO (kg/h)	SO <sub>2</sub> (kg/h)	N <sub>2</sub> (kg/h)
10	1.860,18	106,04	321,05	11,39	2,17	1.419,54
20	2.079,02	118,51	358,82	12,73	2,43	1.586,54
30	2.297,87	130,99	396,59	14,07	2,68	1.753,54
40	2.516,71	143,46	434,36	15,41	2,94	1.920,55
Actual	2.526,84	144,04	436,10	15,47	2,95	1.928,28
50	2.735,56	155,94	472,13	16,75	3,19	2.087,55
60	2.954,40	168,41	509,90	18,08	3,45	2.254,56

**Tabla 5.13. Caudales de combustible consumido y gases emitidos para cada valor de  $\Delta T_{\min}$ .**

Así que, comparando los datos obtenidos para cada valor de estudio de  $\Delta T_{\min}$ , con la diferencia de temperaturas actual, mostramos en la **tabla 5.14** el ahorro anual de combustible consumido y CO<sub>2</sub> emitido a la atmósfera, con el ahorro económico que ello supone, sabiendo, del capítulo anterior, que el MW de calefacción cuesta 78.100 € y que la emisión de cada tonelada de CO<sub>2</sub> a la atmósfera cuesta 100 €.

### 5. Proceso de combustión en hornos

$\Delta T_{\min}$ (°C)	Ahorro combustible (ton/año)	Ahorro económico combustión (€)	Ahorro emisión CO <sub>2</sub> (ton/año)	Ahorro económico emisión (€)	Ahorro económico total (€)
10	5.839,966	301.647,66	1.007,913	100.791,32	<b>402.438,98</b>
20	3.922,887	201.063,64	677,047	67.704,66	<b>268.768,31</b>
30	2.005,807	100.479,63	346,180	34.618,01	<b>135.097,64</b>
40	88,728	104,38	15,314	1.531,35	<b>1.625,73</b>
50	-1.828,351	-100.688,40	-315,553	-31.555,30	<b>-132.243,70</b>
60	-3.745,430	-201.272,41	-646,420	-64.641,96	<b>-265.914,37</b>

**Tabla 5.14.** Ahorro económico referido a la combustión en horno, para cada valor de  $\Delta T_{\min}$ .

Una vez terminado el análisis de la combustión en el horno de proceso, procederemos, en el **capítulo 6**, a la comparación de los resultados obtenidos en el **capítulo 4** (referidos al *Análisis Pinch*) con los resultados obtenidos en este **capítulo 5** (referidos a la combustión en el horno), para así tomar un valor de  $\Delta T_{\min}$  que sea menor que el actual de la unidad (alrededor de 40 °C), para conseguir cierto ahorro, tanto energético como económico del proceso.

En el **capítulo 4** aplicamos el *Análisis Pinch* al proceso de *Craqueo Térmico de Crudo*, en el que diferenciamos dos casos, que recordamos ahora.

En el caso 1 teníamos un primer intercambio de calor entre carga y fondo en el tren de precalentamiento, hasta que esta última corriente alcanzaba 225 °C. Tras este primer intercambio, desviamos la corriente de fondo tal y como se hace actualmente: de los 236.252 kg/h de corriente, 168.750 kg/h continúan en el tren de precalentamiento, para pasar por los restantes intercambiadores de calor, mientras que los 67.502 kg/h restantes son desviados como corriente de *quench*, pero ya a la temperatura de utilización, por lo que no tiene que pasar por ningún cambiador de refrigeración, ahorrando energía de refrigeración.

En cambio, en el segundo caso es el que tenemos actualmente en la unidad de *Craqueo Térmico*, la desviación de la corriente de *quench* la realizamos a 311 °C, necesitando una posterior refrigeración de esta corriente para poder utilizarla.

Al aplicar estos dos casos, obtuvimos una serie de resultados, que resumimos en el **capítulo 4**, en las **tablas 4.54** (para el caso 1) y **4.101** (para el caso 2), donde veíamos que conforme aumentaba el valor de  $\Delta T_{\min}$ , lo hacían también los requerimientos energéticos del proceso (tanto de calefacción como de refrigeración), mientras disminuía el área de transferencia necesaria entre corrientes del propio proceso, obteniéndose una red de intercambio de calor menos compleja. Por lo tanto, económicamente, aumentaban los costes energéticos o costes variables, mientras disminuían los costes fijos.

Al realizar la curva de costes totales, no obtuvimos un mínimo en el rango de estudio de  $\Delta T_{\min}$  desde 1 hasta 60 °C, por lo que desestimemos la obtención de un valor de  $\Delta T_{\min}$  óptimo, tomando más fuerza la elección adecuada de un valor de  $\Delta T_{\min}$

práctico, en el que se disminuyan los costes variables lo máximo posible, sin que aumenten demasiado los costes fijos.

En el **capítulo 5** del presente estudio, realizamos los cálculos del proceso de combustión en el horno de proceso de la unidad de *Craqueo Térmico*, en el que obtuvimos unos resultados para cada valor de  $\Delta T_{\min}$ , siendo iguales para los dos casos antes diferenciados, ya que como pudimos observar en las **tablas 4.54 y 4.101**, los requerimientos de calefacción ( $Q_H$ ) eran los mismos para cada valor de  $\Delta T_{\min}$  en ambos casos. Con los requerimientos de refrigeración no ocurría lo mismo, ya que la diferencia entre ambos casos radica en que enfriamos más la corriente de *quench* en el tren de precalentamiento en el primer caso, variando así la temperatura de salida de esta red de la corriente caliente de residuo hacia tanques, y siendo en este primer caso mayor. Los resultados obtenidos del análisis de la combustión en el horno quedaron recogidos en la **tabla 5.14** del **capítulo 5**, donde reflejamos el ahorro económico para cada valor de  $\Delta T_{\min}$ .

En la **tabla 6.1** vemos los resultados conjuntos de las **tablas 4.54 y 5.14**, para el caso 1, con el fin de comparar todos los datos obtenidos.

## 6. Conclusión del estudio

$\Delta T_{\min} \rightarrow$	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C
<b>Punto pinch (°C)</b>	365 - 355	365 - 345	365 - 335	365 - 325	365 - 315	365 - 305
<b>Q<sub>H</sub> (Mcal/h)</b>	9.419,06	10.527,19	11.635,31	12.743,44	13.851,56	14.959,69
<b>Q<sub>C</sub> (Mcal/h)</b>	10.402,84	11.510,96	12.619,09	13.727,21	14.835,34	15.943,46
<b>Coste Q<sub>H</sub> (M€/año)</b>	0,855	0,955	1,056	1,157	1,257	1,358
<b>Coste Q<sub>C</sub> (M€/año)</b>	0,129	0,142	0,156	0,170	0,184	0,197
<b>C. V. total (M€/año)</b>	0,984	1,098	1,212	1,327	1,441	1,555
<b>A<sub>1-2</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	6.021,83	4.526,41	3.390,60	2.780,15	2.657,98	2.355,27
<b>N<sub>1-2</sub></b>	10	8	8	7	6	6
<b>C. F. total (M€)</b>	4,334	3,254	2,463	1,999	1,889	1,671
<b>C. TOTAL AÑO (M€)</b>	<b>5,318</b>	<b>4,352</b>	<b>3,675</b>	<b>3,325</b>	<b>3,330</b>	<b>3,226</b>
<b>Ahorro fuel (ton/año)</b>	5.839,966	3.922,887	2.005,807	88,728	-1.828,351	-3.745,430
<b>Ahorro comb. (M€)</b>	0,302	0,201	0,100	≈ 0	-0,101	-0,201
<b>Ahorro CO<sub>2</sub> (ton/año)</b>	1.007,913	677,047	346,180	15,314	-315,553	-646,420
<b>Ahorro emisión (M€)</b>	0,101	0,068	0,035	0,001	-0,031	-0,065
<b>AHORRO TOTAL (M€)</b>	<b>0,402</b>	<b>0,269</b>	<b>0,135</b>	<b>0,002</b>	<b>-0,132</b>	<b>-0,266</b>

Tabla 6.1. Comparación de resultados obtenidos de distintos estudios al caso 1.

## 6. Conclusión del estudio

Para el caso 2, hemos conjuntado las **tablas 4.101 y 5.14**, con una modificación en la primera, que es la siguiente. Como en este caso, la corriente que desviamos de *quench* lo hacemos a una temperatura de 311 °C, y luego es necesario utilizar un enfriador de *quench*, con agua de refrigeración, para llevarla hasta 225 °C, hemos incluido en las necesidades de refrigeración de la tabla este enfriador, que, tal como vimos en la **tabla 4.1** del **capítulo 4**, consume 3.872.049,7 kcal/h.

En la siguiente **tabla 6.2**, vemos las necesidades de refrigeración en este caso 2, para cada valor de  $\Delta T_{\min}$ , obtenido del *Análisis Pinch*, al que le añadimos el calor intercambiado en el enfriador de *quench*. También vemos el aumento de los costes variables de refrigeración que supone esto.

$\Delta T_{\min} \rightarrow$	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C
<b>Q<sub>C</sub> (Mcal/h)</b>	5.485,89	6.940,01	7.702,14	8.810,26	9.918,39	11.026,51
<b>Coste Q<sub>C</sub> (M€/año)</b>	0,068	0,082	0,095	0,109	0,123	0,136
<b>Q<sub>enfriador</sub> (Mcal/h)</b>	3.872,05	3.872,05	3.872,05	3.872,05	3.872,05	3.872,05
<b>Coste Q<sub>enf.</sub> (M€/año)</b>	0,048	0,048	0,048	0,048	0,048	0,048
<b>Q<sub>C+enfriador</sub> (Mcal/h)</b>	9.266,94	10.812,06	11.574,19	12.682,31	13.790,44	14.898,56
<b>Coste Q<sub>C+enf.</sub> (M€/año)</b>	0,116	0,130	0,143	0,157	0,171	0,184

**Tabla 6.2. Inclusión del enfriador de quench en las necesidades de refrigeración.**

A continuación, en la **tabla 6.3** vemos los resultados conjuntos para el caso 2, con el fin de comparar todos los datos obtenidos.



## 6. Conclusión del estudio

$\Delta T_{\min} \rightarrow$	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C
<b>Punto pinch (°C)</b>	365 - 355	365 - 345	365 - 335	365 - 325	365 - 315	365 - 305
<b>Q<sub>H</sub> (Mcal/h)</b>	9.419,06	10.527,19	11.635,31	12.743,44	13.851,56	14.959,69
<b>Q<sub>C+enfriador</sub> (Mcal/h)</b>	9.266,94	10.812,06	11.574,19	12.682,31	13.790,44	14.898,56
<b>Coste Q<sub>H</sub> (M€/año)</b>	0,855	0,956	1,056	1,157	1,257	1,358
<b>Coste Q<sub>C+enf.</sub> (M€/año)</b>	0,068	0,082	0,095	0,109	0,123	0,136
<b>C. V. total (M€/año)</b>	0,923	1,037	1,151	1,266	1,380	1,494
<b>A<sub>1-2</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	10.578,32	6.234,51	4.908,15	3.642,64	3.074,81	2.660,33
<b>N<sub>1-2</sub></b>	14	11	8	8	7	6
<b>C. F. total (M€)</b>	6,148	3,968	3,104	2,349	1,982	1,728
<b>C. TOTAL AÑO (M€)</b>	<b>7,071</b>	<b>5,005</b>	<b>4,255</b>	<b>3,615</b>	<b>3,362</b>	<b>3,223</b>
<b>Ahorro fuel (ton/año)</b>	5.839,966	3.922,887	2.005,807	88,728	-1.828,351	-3.745,430
<b>Ahorro comb. (M€)</b>	0,302	0,201	0,100	≈ 0	-0,101	-0,201
<b>Ahorro CO<sub>2</sub> (ton/año)</b>	1.007,913	677,047	346,180	15,314	-315,553	-646,420
<b>Ahorro emisión (M€)</b>	0,101	0,068	0,035	0,001	-0,031	-0,065
<b>AHORRO TOTAL (M€)</b>	<b>0,402</b>	<b>0,269</b>	<b>0,135</b>	<b>0,002</b>	<b>-0,132</b>	<b>-0,266</b>

Tabla 6.3. Comparación de resultados obtenidos de distintos estudios al caso 2.

## 6. Conclusión del estudio

Comparando las **tablas 6.1 y 6.3**, demostramos que en el caso 2 es menor la necesidad de refrigeración, tal y como indicábamos en el **capítulo 4**, cuando diferenciábamos los dos casos.

Debemos ahora elegir uno de los casos, para luego, dentro de este caso, elegir nuestro  $\Delta T_{\min}$  práctico, si fuera posible. En la **tabla 6.4**, vemos el ahorro energético total y ahorro en emisiones de  $\text{CO}_2$ , con respecto al proceso actual y los costes fijos total, para ambos casos:

C A S O S	$\Delta T_m$	Ahorro $Q_H$ (Mcal/h)	Ahorro $Q_C$ (Mcal/h)	Ahorro C. Var. (M€)	Ahorro $\text{CO}_2$ (ton/año)	Ahorro $\text{CO}_2$ (M€)	$A_{1-2}$ (m <sup>2</sup> )	Costes fijos (M€)
1	10	3.324,38	2.907,40	0,338	1.007,913	0,101	6.021,83	4,334
2	10	3.324,38	4.043,30	0,351	1.007,913	0,101	10.578,32	6,148
1	20	2.216,25	1.799,28	0,223	677,047	0,068	4.526,41	3,254
2	20	2.216,25	2.498,18	0,236	677,047	0,068	6.234,51	3,968
1	30	1.108,13	691,15	0,156	346,180	0,035	3.390,60	2,463
2	30	1.108,13	1.736,05	0,122	346,180	0,035	4.908,15	3,104
1	40	0	-416,97	-0,005	15,314	0,001	2.780,15	1,999
2	40	0	627,93	0,008	15,314	0,001	3.642,64	2,349
1	50	-1.047,44	-1.525,10	-0,120	-315,553	-0,031	2.657,98	1,889
2	50	-1.047,44	-480,20	-0,107	-315,553	-0,031	3.074,81	1,982
1	60	-2.216,25	-2.633,22	-0,234	-646,420	-0,065	2.355,27	1,671
2	60	-2.216,25	-1.588,32	-0,221	-646,420	-0,065	2.660,33	1,728

**Tabla 6.4.** Comparación de los resultados de los distintos valores de  $\Delta T_{\min}$ , para los dos casos.

## 6. Conclusión del estudio

Como podemos ver en la **tabla 6.4**, y como adelantamos anteriormente, el caso 2 es más favorable energéticamente, aunque ahorro económico conseguido, con respecto a la unidad actualmente, es muy bajo. En cambio, con respecto a los costes fijos, el caso 1 es más favorable, con bastante diferencia con respecto al caso 2. Pero como la unidad de *Craqueo Térmico* ya dispone de una red de intercambiadores, haremos uso de ella, modificando lo posible, para introducir mejoras en el consumo energético. Por esto, los datos de costes fijos no son muy relevantes en este estudio.

Por todo ello, la disposición que utilizaremos será la del caso 2 (como se encuentra actualmente), de manera que variaremos el valor de  $\Delta T_{\min}$ , con respecto al actual (40 °C), para obtener cierto ahorro económico en cuanto energía, con el mínimo coste fijo posible, derivado de esta mejora.

Para ello, estimaremos el tiempo de amortización de la inversión de equipos, porque lo importante de un estudio de ahorro económico no es solamente lo que puede suponer la inversión inicial, sino también el periodo en recuperar dicho desembolso económico. Este periodo de tiempo se puede estimar mediante el concepto de *Tiempo de Retorno (TR)*, tal y como vimos en el **apartado 3.7** del **capítulo 3**, en la **ecuación 3.69**, que recordamos a continuación:

$$TR(\text{años}) = \frac{\text{Costes Fijos} + \text{Pérdidas Producción}}{\text{Ahorro Energético}} \quad [3.69]$$

Donde los costes fijos y las *pérdidas de producción* se evalúan en unidades monetarias (€), mientras que el *ahorro energético* se evalúa en ahorro económico por año (€/año), que se obtiene de la diferencia entre los costes energéticos del proceso antes del *Análisis Pinch* y estos costes después del análisis, tal y como vemos en la **tabla 6.4**.

El ahorro energético es la suma del ahorro de costes variables, más el ahorro económico que supone la menor emisión de CO<sub>2</sub> a la atmósfera. Los costes fijos los calcularemos a partir del área de transferencia que sobrepasa al actual en cada unidad de intercambio del tren de precalentamiento (cuyos resultados mostramos en la **tabla 6.5**). Las *pérdidas de producción*, se generan de la parada de la planta para la ejecución de la

obra del proyecto que ha resultado del estudio, es decir, en el caso de la *Tecnología Pinch*, principalmente para ejecutar el diseño de la red de intercambiadores de calor.

El proceso que sometimos a estudio en el **capítulo 4**, *Craqueo Térmico de Crudo*, es un proceso que convierte un fuel pesado, que proviene de la destilación a vacío, en extracciones de gasolina y gasoil, principalmente, y en otro fuel aún más viscoso y pesado. Esto, unido además a la reacción de *cracking térmico* del fuel que se da a lo largo del proceso, con la consiguiente producción de *coque*, que se adhiere a tuberías, equipos, etc., provoca que la unidad se ensucie muy rápidamente, siendo necesario una parada de esta unidad cada 6 meses de producción. Por esta razón, una parada en esta unidad para la implantación de posibles mejoras en la red de intercambio de calor no supondrá un coste excesivo, si se realiza durante estas *paradas programadas*. Este coste dependerá principalmente de la mano de obra necesaria para la obra y del tiempo de ejecución de esta obra, que se realizará conjuntamente con el proceso de *descoquizado del horno* de esta unidad. En nuestro caso, el coste de la mano de obra del montaje de intercambiadores viene ya incluido en la estimación que hemos hecho para el cálculo de costes fijos, y en la estimación que haremos para calcular el coste de los cambiadores que tendremos que añadir a la red de intercambio actual.

Luego, dependiendo del resultado obtenido de la **ecuación 3.69**, podemos concluir que lo normal es que exista un periodo de recuperación de inversión por encima de tres años y por debajo de siete u ocho años. Por encima de dicho periodo anterior el tiempo de recuperación de una inversión sería excesivo y no factible.

Así que, en la **tabla 6.5**, mostramos, para el caso 2, el ahorro energético que se produce en cada unidad de  $\Delta T_{\min}$ , desde 1 °C hasta 40 °C, comparado con el aumento de área de transferencia de los tramos 2 y 3, y el coste que ello supone, para obtener el tiempo de residencia en cada caso. Para calcular el aumento de área de transferencia en cada uno de los tramos 2 y 3, tendremos en cuenta que el área total de transferencia actual del tramo 2 es de 2.298,12 m<sup>2</sup>, mientras que el del tramo 3 es de 1.176,80 m<sup>2</sup> (**tabla 4.2 del capítulo 4**).

$\Delta T_{\min}$	Ahorro energético (€)	$\Delta(A_{1-2})$ tramo 2 (m <sup>2</sup> )	$\Delta(A_{1-2})$ tramo 3 (m <sup>2</sup> )	Aumento de coste fijo (€)	T.R. (años)
1	584.007,24	9.311,66	7.665,23	9.455.325,12	16,19
2	569.268,57	8.363,73	5.461,73	7.707.598,61	13,54
3	554.529,90	7.640,30	4.443,89	6.741.927,48	12,16
4	539.791,23	7.110,21	3.853,62	6.120.595,19	11,34
5	525.052,57	6.168,87	3.536,79	5.422.841,72	10,33
6	510.313,90	5.865,41	2.953,56	4.931.097,24	9,66
7	495.575,23	5.143,94	2.529,08	4.295.576,35	8,67
8	480.836,57	5.013,34	2.491,55	4.202.329,18	8,74
9	466.097,90	4.413,42	2.154,72	3.682.830,94	7,90
10	451.359,23	3.915,92	1.886,98	3.258.442,11	7,22
11	436.620,56	3.922,73	1.666,98	3.140.208,46	7,19
12	421.881,90	3.470,64	1.481,77	2.786.773,65	6,61
13	407.143,23	3.086,75	1.582,36	2.629.659,78	6,46
14	392.404,56	2.754,77	1.396,62	2.342.551,01	5,97
15	377.665,90	2.862,40	1.239,23	2.314.950,26	6,13
16	362.927,23	2.532,95	1.103,46	2.056.950,32	5,67
17	348.188,56	2.246,95	984,68	1.832.465,59	5,26
18	333.449,89	1.995,17	879,57	1.634.541,02	4,90
19	318.711,23	1.771,01	785,67	1.458.151,67	4,58
20	303.972,56	1.569,58	701,12	1.299.550,70	4,28

Tabla 6.5. Tiempo de residencia para cada valor de  $\Delta T_{\min}$  del caso 2.

## 6. Conclusión del estudio

$\Delta T_{\min}$	Ahorro energético (€)	$\Delta(A_{1-2})$ tramo 2 (m <sup>2</sup> )	$\Delta(A_{1-2})$ tramo 3 (m <sup>2</sup> )	Aumento de coste fijo (€)	T.R. (años)
21	289.233,89	1.728,11	624,45	1.344.952,16	4,65
22	274.495,23	1.510,54	554,53	1.185.510,44	4,32
23	259.756,56	1.316,80	719,24	1.169.414,09	4,50
24	245.017,89	1.142,62	631,74	1.024.292,82	4,18
25	230.279,22	984,76	553,61	893.416,02	3,88
26	215.540,56	840,71	483,24	774.499,43	3,59
27	200.801,89	708,48	419,39	665.759,40	3,32
28	186.063,22	586,49	361,09	565.776,84	3,04
29	171.324,56	796,35	307,58	652.482,72	3,81
30	156.585,89	648,99	258,21	543.382,63	3,47
31	141.847,22	515,73	212,49	444.120,59	3,13
32	127.108,55	394,31	169,97	353.203,60	2,78
33	112.369,89	282,96	130,31	269.454,13	2,40
34	97.631,22	180,28	93,19	191.926,48	1,97
35	82.892,55	85,14	58,37	119.849,30	1,45
36	68.153,89	-3,39	25,61	52.584,99	0,77
37	53.415,22	-86,07	-5,28	-10.399,67	-----
38	38.676,55	-163,55	-34,47	-69.555,19	-----
39	23.937,88	-236,38	-62,10	-125.265,67	-----
40	9.199,22	-305,02	-88,30	-17.7861,25	-----

Tabla 6.5 (cont.). Tiempo de residencia para cada valor de  $\Delta T_{\min}$  del caso 2.

El primer requisito para la elección de un valor de  $\Delta T_{\min}$ , es que tenga el menor tiempo de retorno posible. Este requisito lo cumplen los valores más próximos a 40 °C, pero el ahorro energético es mínimo en éstos, por lo que los desestimamos. Por tanto, vamos a elegir valores que tengan un tiempo de retorno entre 3 y 4 años, entra los que se encuentra el rango entre 25 y 31 °C. De ellos, el de menor tiempo de residencia es  $\Delta T_{\min} = 28$  °C (3,04 años) y además solo es necesario aumentar una unidad de intercambio en cada tramo, de 586,49 m<sup>2</sup> en el tramo 2 (muy parecido a los cambiadores ya existentes) y de 361,09 m<sup>2</sup> en el tramo 3 (que supone aproximadamente la mitad de un cambiador de los ya existentes en este tramo). Los demás valores de  $\Delta T_{\min}$  dentro del rango de 3-4 años de tiempo de retorno, tienen ya un área de transferencia grande en el tramo 2, por lo que necesitaríamos más de un cambiador para satisfacer el intercambio en ese tramo. Por lo tanto, el  $\Delta T_{\min}$  práctico idóneo es 28 °C, con el que realizaremos el diseño de la red de intercambio de calor, que es la última etapa del *Análisis Pinch*.

Entonces, como explicamos en el **apartado 3.9 del capítulo 3**, para diseñar la red de intercambiadores de calor debemos tener en cuenta una serie de criterios, que son:

1. Comenzar el diseño de la red de intercambiadores de calor en el *punto pinch*.
2. Considerar la inecuación de **CP**.
3. Construir la tabla de **CP**.
4. Mantener el número mínimo de unidades de intercambio de calor preestipuladas.

Según estos criterios, los principios de diseño de la red de intercambio de calor por *encima del punto pinch* son los siguientes:

1. El número mínimo de intercambios de calor entre corrientes de procesos, es igual al número de corrientes (**S**), en las que se incluye las corrientes de servicios auxiliares, menos uno, como veíamos en la **ecuación 3.8 del capítulo 3**, que recordamos a continuación.

$$N_{Unid.} = S - 1$$

Esta ecuación se puede dejar de cumplir una vez que realizamos modificaciones al *diagrama de tramas* realizado en un principio, es decir, una vez que aplicamos *división de corrientes*, tal y como vimos en las **figuras 3.34, 3.36 y 3.38**, del mismo capítulo.

2. Conforme avanzamos el diseño de la red de intercambiadores de calor desde el *punto pinch* al extremo de la red, el poder calorífico de las corrientes calientes puestas en contacto con las corrientes frías de proceso debe ser menor o igual al poder calorífico de estas últimas. Es decir, debe cumplirse la **inecuación 3.70**, que ya vimos anteriormente y que decía:

$$CP \text{ corrientes calientes} \leq CP \text{ corrientes frías}$$

Esta inecuación es aplicable sólo a los *intercambiadores* que tengan uno de sus extremos sobre el *punto pinch*, no siendo necesario para el resto de intercambiadores, ya que en el resto de la subred las diferencias de temperatura son mayores que  $\Delta T_{\min.}$

3. Si el número de corrientes calientes es mayor que el número de corrientes frías, se requiere división de corrientes por parte de las corrientes frías. Entonces, si el número de corrientes frías es mayor o igual que el número de corrientes calientes, no necesariamente se necesita dividir corrientes porque la energía de las corrientes calientes es integrable de forma completa arriba del *punto pinch*, cumpliéndose así la **inecuación 3.72**, que recordamos a continuación:

$$S_{Calientes} \leq S_{Frías}$$



4. La condición adicional que vimos al principio del **apartado 3.9** del **capítulo 3**, cuando explicamos la tabla de **CP**, que para el caso de la subred por encima del *punto pinch*, decía lo siguiente: “Una corriente fría con un extremo de temperatura sobre el *punto pinch* debe intercambiar calor con otra corriente caliente que también posea un extremo sobre el *punto pinch*”.

De igual modo, los principios de diseño de la red de intercambio de calor por *debajo del punto pinch* son los siguientes:

1. El número mínimo de intercambios de calor entre corrientes de procesos lo obtenemos también a partir de la **ecuación 3.8**, que como antes explicamos, puede dejarse de cumplir una vez que realizamos modificaciones al *diagrama de tramas* realizado en un principio, al aplicar *división de corrientes*.
2. Conforme avanzamos el diseño de la red de intercambiadores de calor desde el *punto pinch* al extremo de la red, el poder calorífico de las corrientes calientes debe ser, en este caso mayor o igual que el poder calorífico de las corrientes frías puestas en contacto con las anteriores. Es decir, ahora debe cumplirse la **inecuación 3.71**, vista anteriormente y que decía lo siguiente.

$$CP \text{ corrientes calientes} \geq CP \text{ corrientes frías}$$

Esta inecuación es aplicable sólo a los *intercambiadores* que tengan uno de sus extremos sobre el *punto pinch*, no siendo necesario para el resto de intercambiadores, ya que en el resto de la subred las diferencias de temperatura son mayores que  $\Delta T_{\min}$ .

3. Si el número de corrientes frías, es mayor que el número de corrientes calientes inmediatamente debajo del *punto pinch*, entonces se requiere división de corrientes por parte de las corrientes calientes. Es decir, si el número de corrientes frías es menor o igual que el número de corrientes calientes, no

necesariamente se necesita dividir corrientes porque la energía de las corrientes frías es integrable de forma completa debajo del *punto pinch*, cumpliéndose así la **inecuación 3.73**, que recordamos a continuación:

$$S_{Calientes} \geq S_{Frías}$$

4. La condición adicional que hemos recordado antes, pero en este caso para una subred por debajo del *punto pinch*: “Una corriente fría con un extremo de temperatura sobre el *punto pinch*, debe intercambiar calor con otra corriente caliente que también posea un extremo sobre el *punto pinch*”.

A continuación, vamos a aplicar el procedimiento de diseño de la red de intercambiadores para el problema del caso 2 (caso actual de la unidad de *Craqueo Térmico*), que resumimos en los siguientes puntos:

- 1) A partir del *diagrama de tramas* obtenido, se divide el problema por el *punto pinch*, de manera que obtenemos dos subredes, una por encima y otra por debajo de este punto.
- 2) El diseño de la red de intercambiadores para cada subred se comienza en el *punto pinch*, y se continúa hacia los extremos de la subred, es decir, hacia la izquierda por encima del *pinch* y hacia la derecha por debajo de este.
- 3) Los primeros cambiadores que se colocan (aquellos que tienen un extremo en el *punto pinch*) deben satisfacer las **inecuaciones 3.70 y 3.71 de CP**, para que las diferencias de temperatura sean mayores que  $\Delta T_{\min}$ .
- 4) El *duty* de cada intercambiador se determina empleando la *regla de las marcas*, y una vez colocados y dimensionados los primeros cambiadores, el resto de cambiadores se coloca también aplicando la *regla de las marcas*. Recordamos que esta regla consiste en ir *marcando* todas las corrientes con la instalación de

unidades de intercambio de calor, hasta agotar todas las corrientes posibles con intercambios de calor entre corrientes.

- 5) Una vez *marcadas* todas las corrientes de proceso entre ellas, las que queden aun sin *marcar* se harán con servicios auxiliares, teniendo en cuenta que sobre el *pinch* solo pueden usarse *utilities* de calentamiento y bajo éste solo puede usarse *utilities* de enfriamiento.
- 6) Aplicar *división de corrientes*, en caso de que no se cumpla alguno de los principios de diseño antes resumidos.

El diagrama de tramas de nuestro problema es el que vemos en la **figura 6.1**, donde a la izquierda tenemos la subred por encima del *punto pinch*, y a la derecha la subred por debajo del *pinch*. Los círculos que unen las corrientes indican unidades de intercambio de calor entre las corrientes que aparecen, que son las siguientes: Humos de combustión (H), *Quench* (Q), Residuo de fondo (R), Carga (C) y Agua de refrigeración (A). Estas corrientes han sido *marcadas*, con el fin de aprovechar al máximo el intercambio de calor entre corrientes.

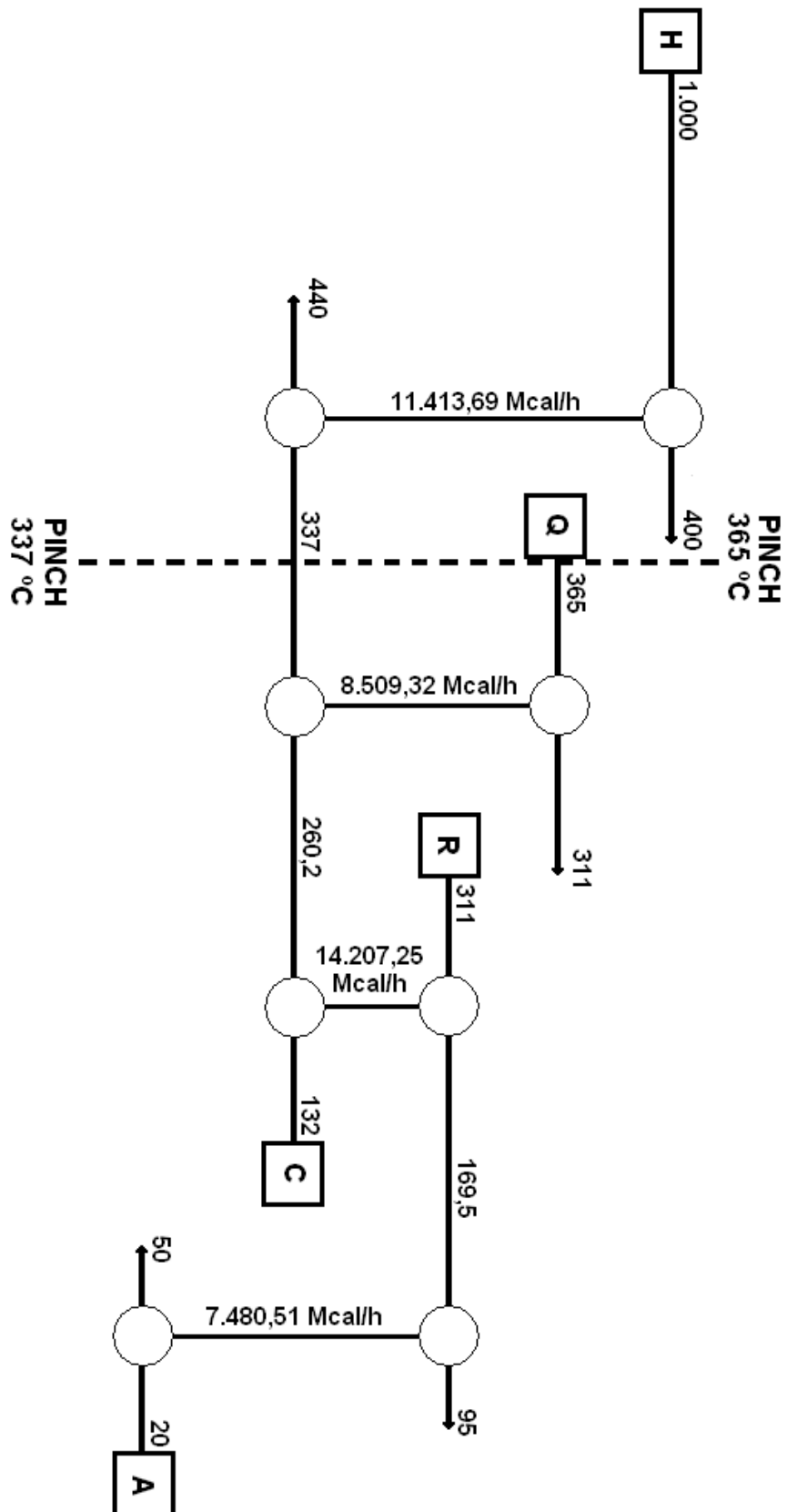


Figura 6.1. Diagrama de tramas del problema.

## 6. Conclusión del estudio

Los datos de este diagrama los hemos obtenido de una serie de tablas que utilizábamos en el **capítulo 4** para el cálculo del área de transferencia en cada uno de los tramos, para  $\Delta T_{\min} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C}$ . En este caso, cada uno de los tramos en que dividimos la *curva compuesta balanceada* del proceso equivale a un intercambiador entre dos corrientes solamente, ya que no hay solapamiento de curvas. En las **tabla 6.6, 6.7 y 6.8** mostramos estas tablas, en la cual, llamamos intervalo 1 al intervalo de temperaturas en el que hay intercambio de calor entre corrientes del propio proceso, e intervalo 2 al intervalo de temperaturas en el que este intercambio es entre una corriente de proceso y una de servicio auxiliar. Así que, de esto concluimos que los tramos 1 y 4 se denominan intervalos 2 y los tramos 2 y 3, intervalos 1.

	Inter.	Corrientes	Tramo	T <sup>a</sup> cal. ent.	T <sup>a</sup> cal. salida	T <sup>a</sup> fría ent.	T <sup>a</sup> fría salida	A <sub>k</sub> (m <sup>2</sup> )
<b>BAJO PINCH</b>	<b>2</b>	Residuo A. Refrig.	Tramo 1	169,5	95	20	50	231,99
	<b>1a</b>	Residuo Carga	Tramo 2	311	169,5	132	260,2	2.573,84
	<b>1b</b>	<i>Quench</i> Carga	Tramo 3	365	311	260,2	337	1.334,07
<b>SOBRE PINCH</b>	<b>2</b>	Humos Carga	Tramo 4	1.000	400	337	440	261,11
	<b>1</b>							
								<b>4.401,01</b>

**Tabla 6.6. Resultados del cálculo del área de intercambio de calor de la red, para  $\Delta T_{\min} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C}$ .**

En esta tabla obtenemos el área total de intercambio de calor necesario en la red, aplicando la **ecuación 3.20** (que vimos en el **capítulo 3** y aplicamos en el **capítulo 4**) para cada uno de los tramos verticales de entalpía. Pero el valor de área que hemos obtenido aún no es el definitivo, ya que en los intercambiadores de carcasa y tubo tipo 1-2 o *intercambiadores multipaso*, debido a que no todo el flujo es en contracorriente, la

## 6. Conclusión del estudio

media logarítmica de temperaturas efectiva es menor que la calculada, por lo que, para hallarla, se emplea el factor  $F_T$ , que vimos ya en el **capítulo 4**. Así que, a partir de las ecuaciones que recordamos anteriormente, calculamos este factor y lo aplicamos al área de transferencia obtenido anteriormente en la **tabla 6.6**, para obtener el área final de intercambio de calor de la red, en la **tabla 6.7**.

Tramos	$R$	$P_{N-2N}$	$W_k$	$N_k$	$[N]_k$	$P_{1-2}$	$F_{1-2}$	$A_{1-2}(\text{m}^2)$
1	2,483	0,201	0,388	0,492	1	0,201	0,957	242,35
2	1,104	0,716	0,896	2,761	3	0,481	0,790	3.258,92
3	0,703	0,733	1,475	1,533	2	0,539	0,867	1.537,89
4	5,825	0,155	0,206	1,382	2	0,121	0,945	276,42
					8			5315,58

**Tabla 6.7. Resultados del cálculo del área que supone el intercambio de calor con intercambiadores tipo 1-2 en serie.**

Así que, una vez obtenida el área total de transferencia de calor de la red, debemos corregir los valores de  $F_T$  que no estén comprendidos entre 0,8 y 0,93, tal y como hicimos en el **capítulo 4**, con cada uno de los valores de  $\Delta T_{\min}$  estudiados. Como vemos, el primer tramo (donde la corriente de residuo se enfría con agua de refrigeración hasta 95 °C, antes de enviarse a tanques) no podemos corregirlos, ya que no podemos disminuir el número de intercambiadores en este tramo, puesto que dispone de un solo intercambiador. El tramo 3 (donde la corriente de fondo intercambia calor con la carga antes de desviar la corriente de *quench* a 311 °C) no hace falta corregirlo, ya que el valor de  $F_T$  de este tramo se encuentra en el rango correcto. Por lo que, a priori, solo podemos corregir el valor de  $F_T$  de los tramos 2 y 4, donde, en el tramo 2 el residuo se enfría con la carga en el primero, antes de terminar de enfriarse en el tramo 1, mientras que en el tramo 4 la corriente de carga termina de calentarse en el horno de proceso, hasta 440 °C. Así que, aumentando en una unidad el número de intercambiadores del tramo 2 y disminuyendo en una unidad el número de intercambiadores en el 4, obtenemos la **tabla 6.8**, en la cual mostramos los resultados obtenidos de la corrección del factor  $F_T$ .

Tramo	$[N]_k$ corregido	$P_{1-2}$ corregido	$F_{1-2}$ corregido	$A_{1-2}$
1	1	0,201	0,957	242,35
2	4	0,413	0,892	2.884,62
3 (*)	2	0,539	0,867	1.537,89
4 (*)	1	0,155	0,600	-----
4	2	0,121	0,945	276,42
	8			4.941,28

Tabla 6.8. Resultados del cálculo del área de intercambio tras la corrección de  $F_T$ .

(\*) Los tramos marcados con el asterisco han sido corregidos.

Como, al corregir el valor de  $F_T$  del tramo 4, hemos obtenido un valor fuera del rango correcto, deshacemos la corrección, tomando de nuevo el valor de  $F_T$  que obtuvimos en la **tabla 6.7**.

De esta tabla obtenida, lo que tenemos que tener en cuenta para predecir el número de intercambiadores en serie es el área de transferencia, y no el parámetro  $[N_k]$  que vemos, ya que estos cálculos están realizados para intercambiadores tipo 1-2, y en nuestro proceso tenemos cambiadores de otros tipos, que son los que vimos en la **tabla 4.2** del **capítulo 4**, y que recordamos ahora:

Tipo de intercambiador	Área transferencia por intercambiador (m <sup>2</sup> )	Número de unidades	Calor intercambiado (kcal/h)
1 - 4	578,76	3	9.419.062,5
1 - 6	280,92 (*)	2	3.989.250,0
1 - 8	588,40	2	7.978.500,0
<b>CALOR TOTAL INTERCAMBIADO (kcal/h)</b>			<b>21.386.812,5</b>

Tabla 4.2. Tipos de intercambiadores de la red actual de precalentamiento de carga.

(\*) Recordando lo explicado en el **capítulo 2** de este estudio referente a la red de intercambiadores de precalentamiento de la carga, los intercambiadores tipo 1-6 están dispuestos en paralelo, dividiéndose la corriente caliente de fondo en dos partes de igual caudal cada una, siendo entonces el área de transferencia de cada cambiadores en paralelo aproximadamente la mitad de cualquier otro intercambiador que se encuentra en serie en la red.

A continuación vamos a estudiar detenidamente cada unidad de intercambio, para ver cuántos intercambiadores en serie deberíamos colocar en cada uno de ellos, además de ver si cumplen con los principios de diseño vistos anteriormente y que hemos recordado al principio de este capítulo.

### ► Unidad de intercambio en el intervalo 1b bajo el *pinch* (tramo 3)

En esta unidad de intercambio, la corriente de carga se calienta a expensas de la corriente de fondo de la torre de destilación, antes de desviar la corriente de *quench*, por ello hemos denominado esta corriente de fondo como *quench*.

Esta unidad de intercambio es la primera para la corriente de fondo, y la última para la corriente de carga, antes de terminar de calentarse en el horno de proceso. La corriente de carga pasa en esta unidad de intercambio de 260,2 °C a 337 °C, mientras que la corriente de fondo pasa de 365 °C a 311 °C, que es la temperatura a la que desviamos la corriente de *quench*, que se utilizará, previo enfriamiento hasta 225 °C, para cortar la reacción de craqueo y para mantener la temperatura del fondo de la torre.

La unidad actual, en esta unidad de intercambio, dispone de 2 intercambiadores de calor tipo 1-8, con 588,40 m<sup>2</sup> de área de transferencia cada uno, lo que hace un total de 1.176,80 m<sup>2</sup>. Tal y como vemos en la **tabla 6.8**, el área de intercambio necesaria en esta unidad de intercambio, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 28 °C, es de 1.537,89 m<sup>2</sup>, por lo que se incrementa esta área 361,09 m<sup>2</sup>, que equivale a un intercambiador de aproximadamente la mitad de los que ahora existen.



Este nuevo intercambiador tendría una colocación tal que sería el primero en el que entra la corriente de fondo y, por tanto, el último de la corriente carga antes de dirigirse al horno de proceso.

Vamos a ver ahora si esta unidad de intercambio satisface los principios de diseño de la red de intercambio de calor:

- El primer principio que vimos concierne a toda la subred por debajo del *punto pinch*, por el cual, el número de unidades de intercambio debe ser una unidad menor que el número de corrientes (incluidos servicios auxiliares). En nuestro caso, por debajo de *punto pinch* tenemos 4 corrientes (*quench*, residuo de fondo, carga y agua de refrigeración) y, según vimos anteriormente en la **figura 6.1**, hemos obtenido 3 unidades de intercambio, por lo que se cumple este primer principio de diseño.
- El segundo principio de diseño decía que el poder calorífico de las corrientes calientes, por debajo del *pinch*, deben ser mayor o igual que el poder calorífico de las corrientes frías, según la **inecuación 3.71**, que recordamos anteriormente. En nuestro caso también se cumple este principio, ya que el poder calorífico de la corriente caliente (*quench*) es de 157.580,08 kcal/h°C, mientras que el de la corriente fría (carga) es de 110.812,50 kcal/h°C.
- El tercer principio de diseño decía que el número de corrientes calientes, bajo el *pinch*, debe ser mayor o igual que el número de corrientes frías. En nuestro caso tenemos una corriente caliente y otra fría, por lo que se cumple también este principio.
- Y el cuarto principio de diseño era la condición adicional que hemos recordado antes, para una subred por debajo del *punto pinch*: “Una corriente fría con un extremo de temperatura sobre el *punto pinch*, debe intercambiar calor con otra corriente caliente que también posea un extremo sobre el *punto pinch*”. En este caso prevalece la segunda condición, ya que esta unidad de intercambio está pegada al *punto pinch*, por lo que no es necesario cumplir este cuarto principio.

## 6. Conclusión del estudio

Una vez visto que se cumplen los principios de diseño, en las **figuras 6.2, 6.3 y 6.4** vemos los perfiles de temperatura de estos tres intercambiadores, en los cuales, el denominado cambiador 1 es el nuevo (de 361,09 m<sup>2</sup>), mientras que los denominados como 2 y 3 son los ya existentes (de 588,40 m<sup>2</sup> cada uno).

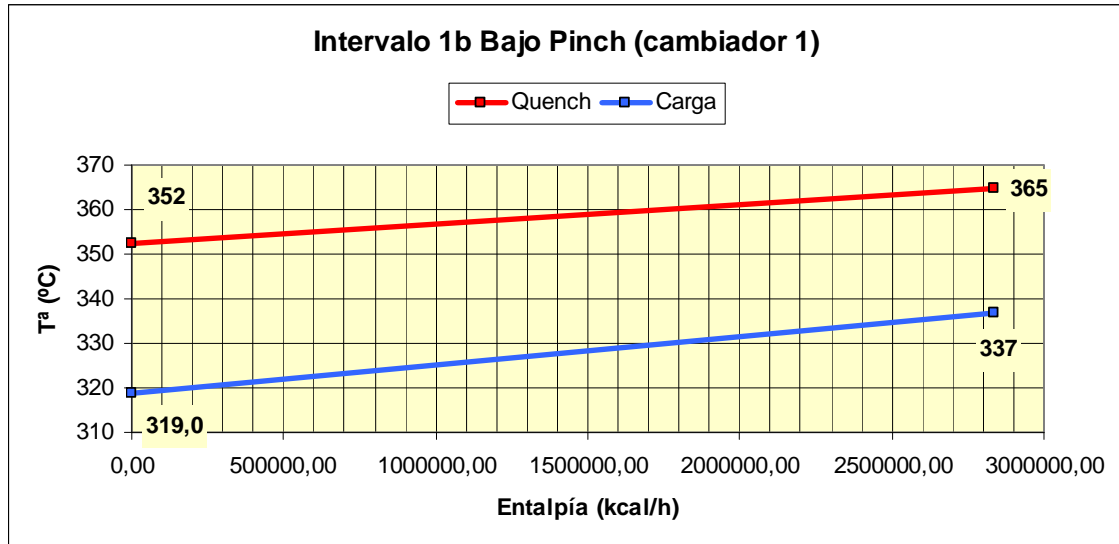


Figura 6.2. Perfil de temperaturas del nuevo cambiador (nº 1).

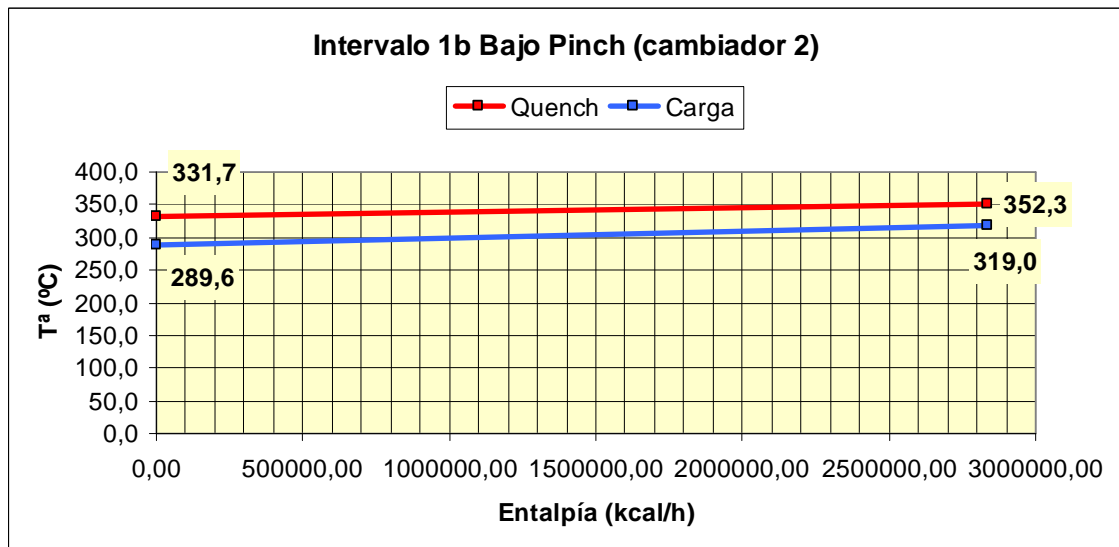


Figura 6.3. Perfil de temperaturas del cambiador nº 2 (ya existente).

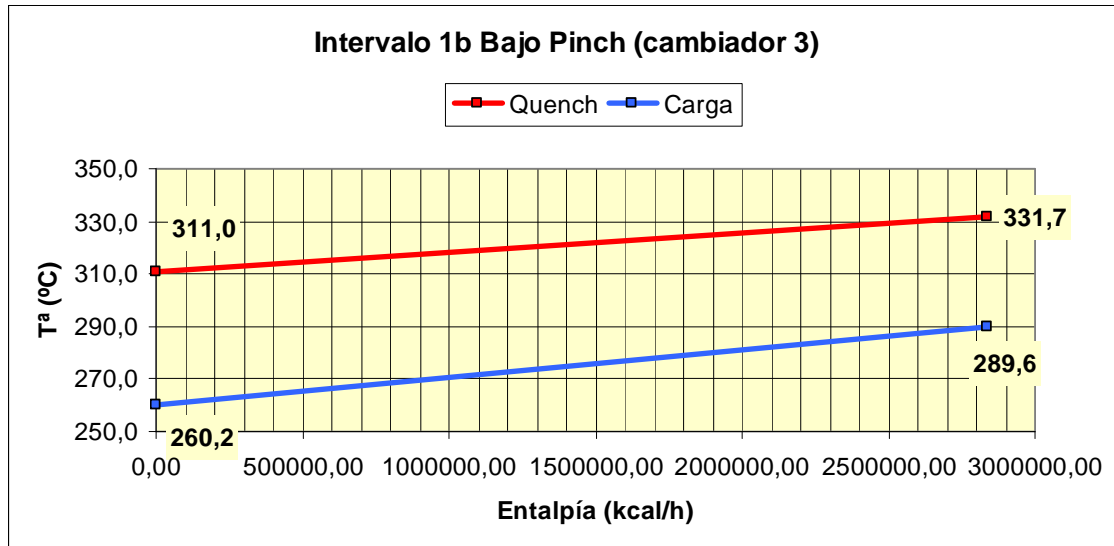


Figura 6.4. Perfil de temperaturas del cambiador n° 3 (ya existente).

### ► Unidad de intercambio en el intervalo 1a bajo el *pinch* (tramo 2)

En esta unidad de intercambio, la corriente de carga se calienta a expensas de la corriente de residuo de fondo que se separa de la corriente de *quench*, a 311 °C. Esta unidad de intercambio es la primera para la corriente carga, y la última para la corriente de residuo de fondo, antes de terminar de enfriarse con agua de refrigeración y enviarse a tanques. La corriente de carga pasa en esta unidad de intercambio de 132 °C a 260,2 °C, mientras que la corriente de fondo pasa de 311 °C a 169,5 °C, que es una temperatura menor que la que actualmente obtenemos en la corriente de residuo a la salida del tren de precalentamiento, por lo que será necesario menos refrigeración con servicios auxiliares.

La unidad actual, en esta unidad de intercambio, dispone de 5 intercambiadores de calor, 2 tipo 1-6 en paralelo, con 280,92 m<sup>2</sup> de área de transferencia cada uno, y 3 tipo 1-4 en serie, con 578,76 m<sup>2</sup>, lo que hace un total de 2.298,12 m<sup>2</sup>. Tal y como vemos en la **tabla 6.8**, el área de intercambio necesaria en esta unidad de intercambio, para un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 28 °C, es de 2.884,62 m<sup>2</sup>, por lo que se incrementa esta área 586,50

m<sup>2</sup>, que equivale aproximadamente a un intercambiador de iguales dimensiones que los que tenemos actualmente, excepto los dos en paralelo, que son la mitad.

Este nuevo intercambiador tendría una colocación tal que sería el primero en el que entra la corriente carga y, por tanto, el último de la corriente de residuo antes de dirigirse a los cambiadores de refrigeración con agua de refrigeración.

Vamos a ver ahora si esta unidad de intercambio satisface los principios de diseño de la red de intercambio de calor:

- El primer principio ya vimos anteriormente que se cumple, ya que estamos aún en la subred por debajo del *punto pinch*, donde tenemos 4 corrientes y 3 unidades de intercambio.
- El segundo principio de diseño decía que el poder calorífico de las corrientes calientes, por debajo del *pinch*, deben ser mayor o igual que el poder calorífico de las corrientes frías, según la **inecuación 3.71**, que recordamos anteriormente. En este caso no es necesario que se cumpla este principio, ya que la unidad de intercambio no se encuentra en el *punto pinch*.
- El tercer principio de diseño decía que el número de corrientes calientes, bajo el *pinch*, debe ser mayor o igual que el número de corrientes frías. En nuestro caso tenemos una corriente caliente y otra fría, por lo que se cumple también este principio.
- Y el cuarto principio de diseño era la condición adicional que hemos recordado antes, para una subred por debajo del *punto pinch*: “Una corriente fría con un extremo de temperatura sobre el *punto pinch*, debe intercambiar calor con otra corriente caliente que también posea un extremo sobre el *punto pinch*”. En este caso no se cumple esta condición adicional, ya que la *supercurva caliente* tiene un extremo en el *punto pinch*, mientras que la *supercurva fría* no. Para resolver este problema, aplicamos *división de corrientes*, de manera que, dividiendo la corriente caliente de esta unidad de intercambio (residuo de fondo), tratamos esta corriente como si no perteneciera a la *supercurva caliente*, por lo que esta

## 6. Conclusión del estudio

corriente ya no tiene un extremo en el *punto pinch*, pudiendo intercambiar calor con la corriente fría (carga), que tampoco tiene extremo en el *punto pinch*. Por esta causa, los cambiadores de calor tipo 1-6 se encuentran en paralelo, con la corriente de residuo de fondo dividida.

En las **figuras desde 6.5 hasta 6.10** vemos los perfiles de temperatura de estos 6 intercambiadores, en los cuales, los cambiadores 1A y 1B son los que se encuentran en paralelo (de 280,92 m<sup>2</sup> cada uno), los cambiadores 2, 3 y 4 son los cambiadores tipo 1-4 que se encuentran en serie en la actualidad (de 578,76 m<sup>2</sup> cada uno) y el cambiador 5 es el nuevo (de 586,62 m<sup>2</sup>), siendo el último de la corriente de residuo.

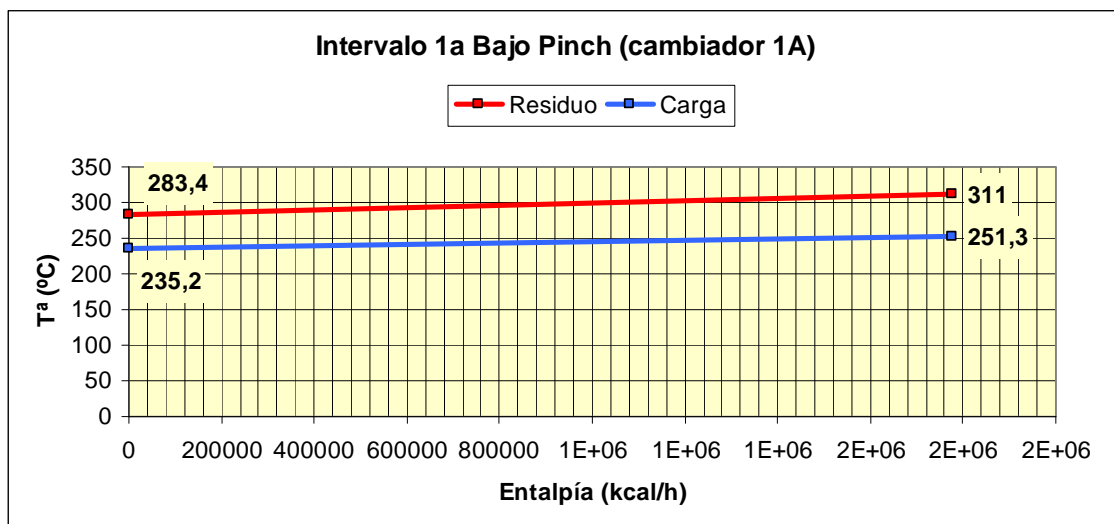


Figura 6.5. Perfil de temperaturas del cambiador n° 1<sup>a</sup>, en paralelo (ya existente).

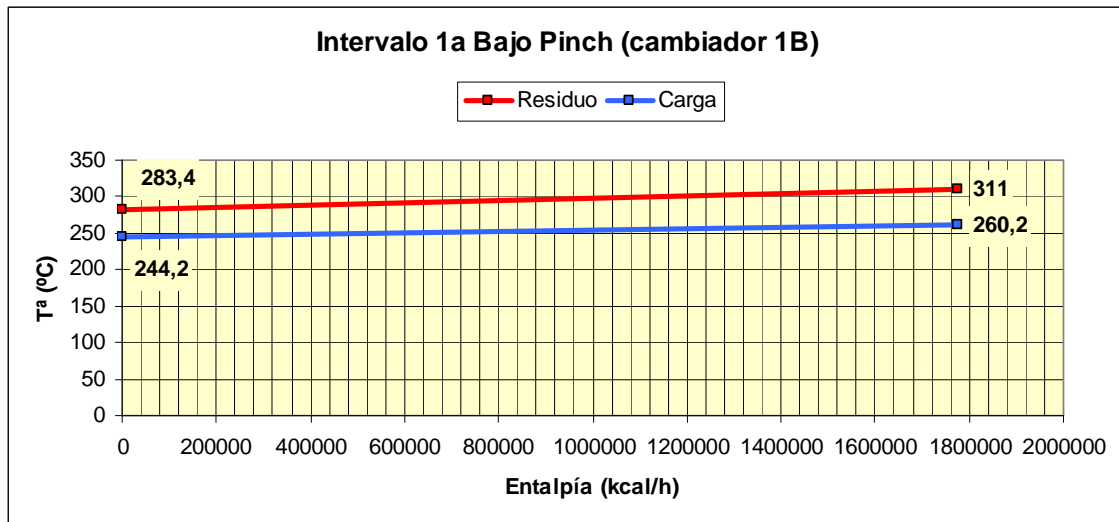


Figura 6.6. Perfil de temperaturas del cambiador n° 1B, en paralelo (ya existente).

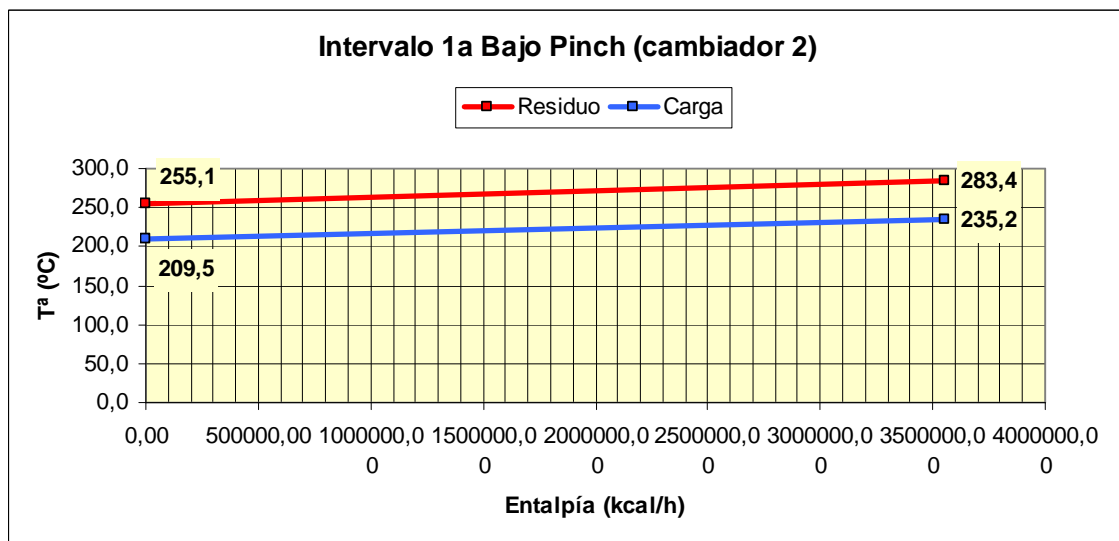


Figura 6.7. Perfil de temperaturas del cambiador n° 2, en serie (ya existente).

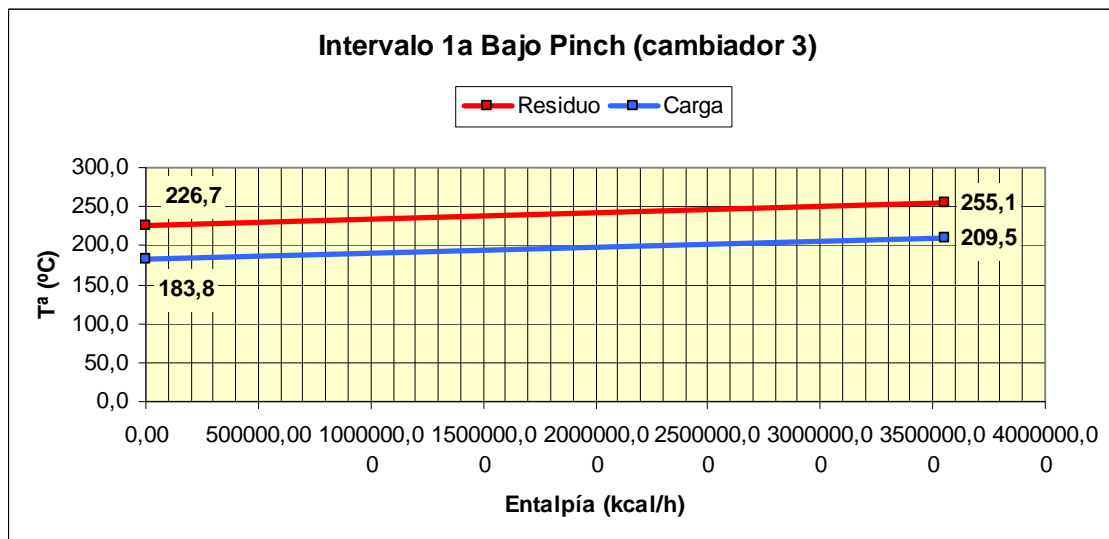


Figura 6.8. Perfil de temperaturas del cambiador n° 3, en serie (ya existente).

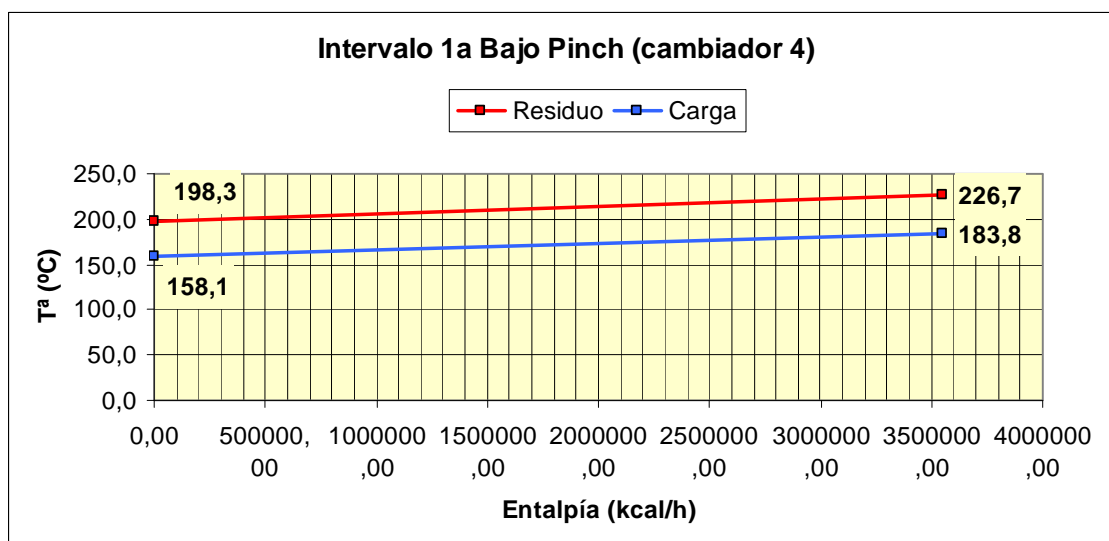


Figura 6.9. Perfil de temperaturas del cambiador n° 4, en serie (ya existente).

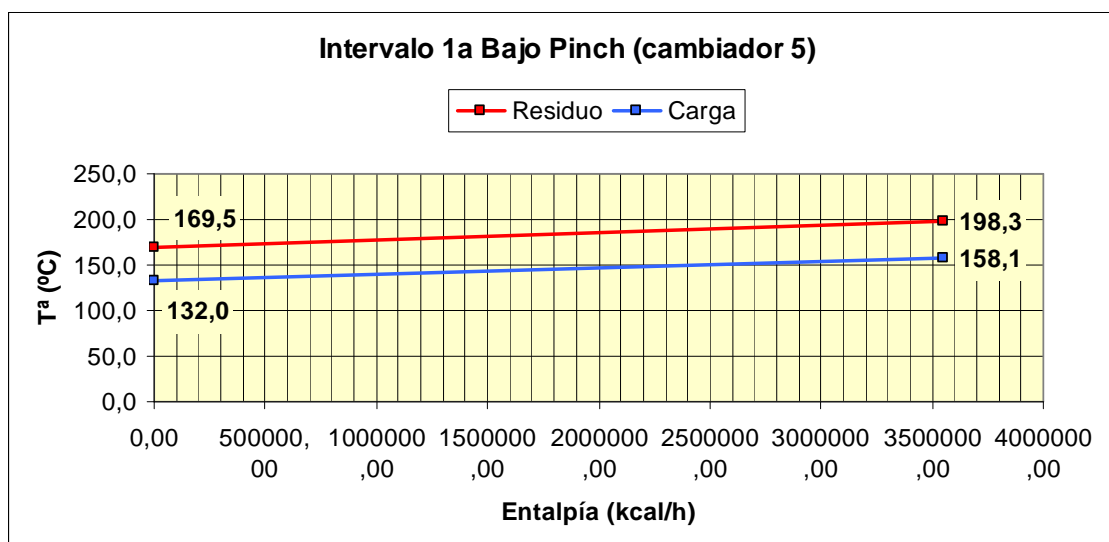


Figura 6.10. Perfil de temperaturas del cambiador n° 5, en serie (nuevo).

A continuación, en la **figura 6.11**, mostramos la nueva disposición de los intercambiadores en la red de precalentamiento de la carga, que dispone de dos intercambiadores más que la red actual, tal y como hemos explicado anteriormente.

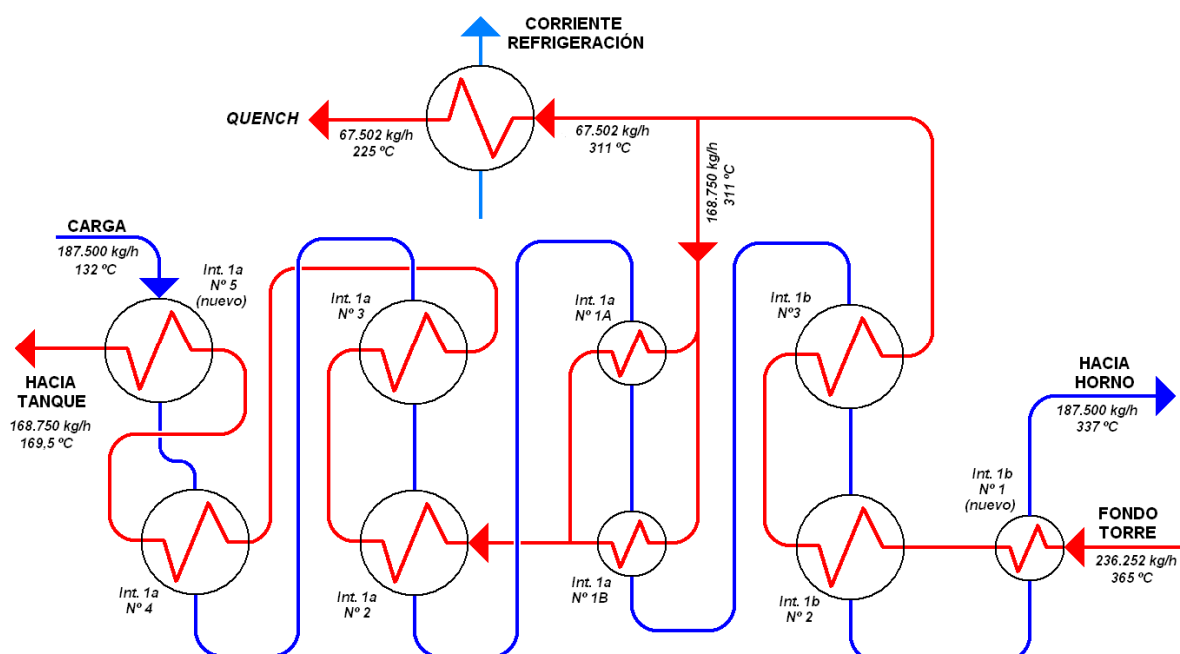


Figura 6.11. Nueva disposición de los intercambiadores en la red de precalentamiento.



► **Unidad de intercambio en el intervalo 2 bajo el *pinch* (tramo 1)**

En esta unidad de intercambio, la corriente de residuo de fondo se enfría a expensas de agua de refrigeración, hasta 95 °C, con el fin de almacenarse en tanque.

Esta unidad de intercambio dispone actualmente de 4 intercambiadores de calor y un aerorrefrigerante de 4 paquetes, dispuestos de la forma siguiente: 2 intercambiadores, después el aerorrefrigerante y por último los otros 2 intercambiadores. En la **tabla 6.9** vemos estos equipos de refrigeración y el calor que retira cada uno de la corriente de fondo:

Servicio auxiliar y tipo de intercambio	Unidades de intercambio	T <sup>as</sup> entrada / salida (°C)	Consumo de energía (kcal/h)
Agua de refrigeración	1 <sup>er</sup> intercambiador de fondo a tanque	186 / 175	1.204.875,00
Agua de refrigeración	2 <sup>o</sup> intercambiador de fondo a tanque	175 / 163	1.305.281,20
Aire	4 paquetes (fondo de torre)	163 / 127	3.614.625,00
Agua de refrigeración	3 <sup>er</sup> intercambiador de fondo a tanque	127 / 107	2.008.125,00
Agua de refrigeración	4 <sup>o</sup> intercambiador de fondo a tanque	107 / 95	1.305.281,20
<b>CONSUMO DE ENERGÍA TOTAL</b>			<b>9.438.187,40</b>

**Tabla 6.9. Consumos actuales de la red de refrigeración del residuo de fondo a tanques.**

Por lo tanto, actualmente, en la red de refrigeración de la corriente de residuo hacia tanques, se intercambia 9.438.187,4 kcal/h, mientras que para un valor de  $\Delta T_{\min} = 28$  °C, retiramos de esta corriente de residuo 7.480.512,04 kcal/h, ahorrándonos entonces 1.957.675,36 kcal/h.

Entonces, con esta energía que no ahorramos, podemos dejar fuera de servicio uno de los intercambiadores de la red de refrigeración del residuo, o utilizarlos todos y dejar solamente en servicio la mitad de los paquetes de aerorefrigerantes. Esta segunda opción es la mejora, ya que dejaríamos dos paquetes de aerorrefrigerantes fuera de servicio, pero disponibles para cualquier contratiempo, como puede ser una temperatura anormalmente alta de la corriente de residuo de fondo, evitando así que esta corriente entrase a los tanques a una temperatura mayor de 95 °C y eliminando el peligro que esto conlleva.

Vamos a ver ahora si esta unidad de intercambio satisface los principios de diseño de la red de intercambio de calor:

- El primer principio ya vimos anteriormente que se cumple, ya que estamos aún en la subred por debajo del *punto pinch*, donde tenemos 4 corrientes y 3 unidades de intercambio.
- El segundo principio de diseño decía que el poder calorífico de las corrientes calientes, por debajo del *pinch*, deben ser mayor o igual que el poder calorífico de las corrientes frías, según la **inecuación 3.71**, que recordamos anteriormente. En este caso no es necesario que se cumpla este principio, ya que la unidad de intercambio no se encuentra en el *punto pinch*.
- El tercer principio de diseño decía que el número de corrientes calientes, bajo el *pinch*, debe ser mayor o igual que el número de corrientes frías. En nuestro caso tenemos una corriente caliente y otra fría, por lo que se cumple también este principio.
- Y el cuarto principio de diseño era la condición adicional que hemos recordado antes, para una subred por debajo del *punto pinch*: “Una corriente fría con un extremo de temperatura sobre el *punto pinch*, debe intercambiar calor con otra corriente caliente que también posea un extremo sobre el *punto pinch*”. En este caso también se cumple esta condición, por lo que el diseño de la red es correcto.

## 6. Conclusión del estudio

Una vez visto que se cumplen los principios de diseño, en las **figuras desde 6.12 hasta 6.16** vemos los perfiles de temperatura de estos 4 intercambiadores y el aerorrefrigerante, suponiendo que tomamos la segunda opción antes planteada, dejando fuera de servicio algún paquete de los cuatro que tiene el aerorrefrigerante.

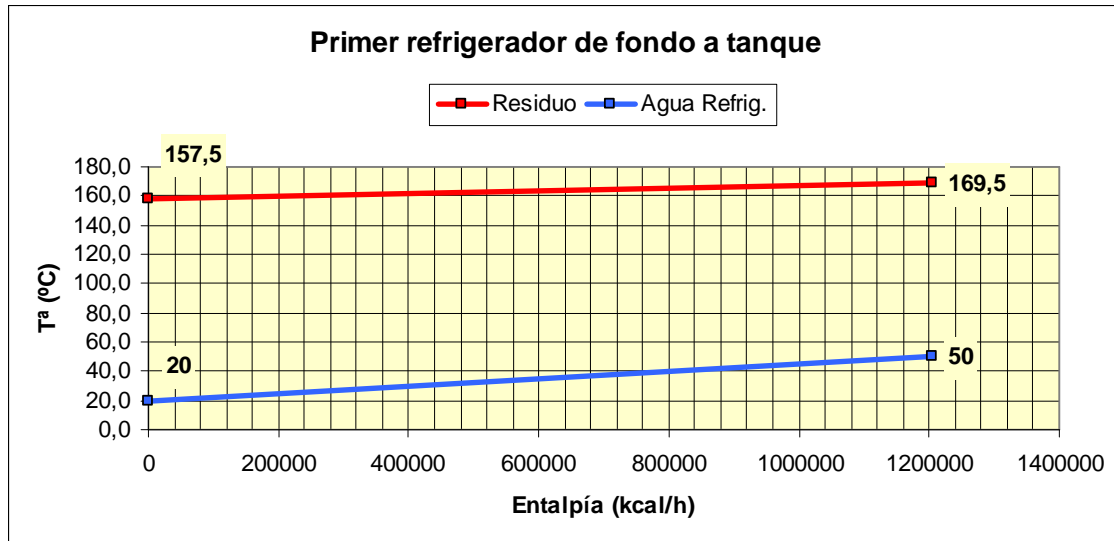


Figura 6.12. Perfil de temperaturas del primer intercambiador enfriador de fondo a tanque.

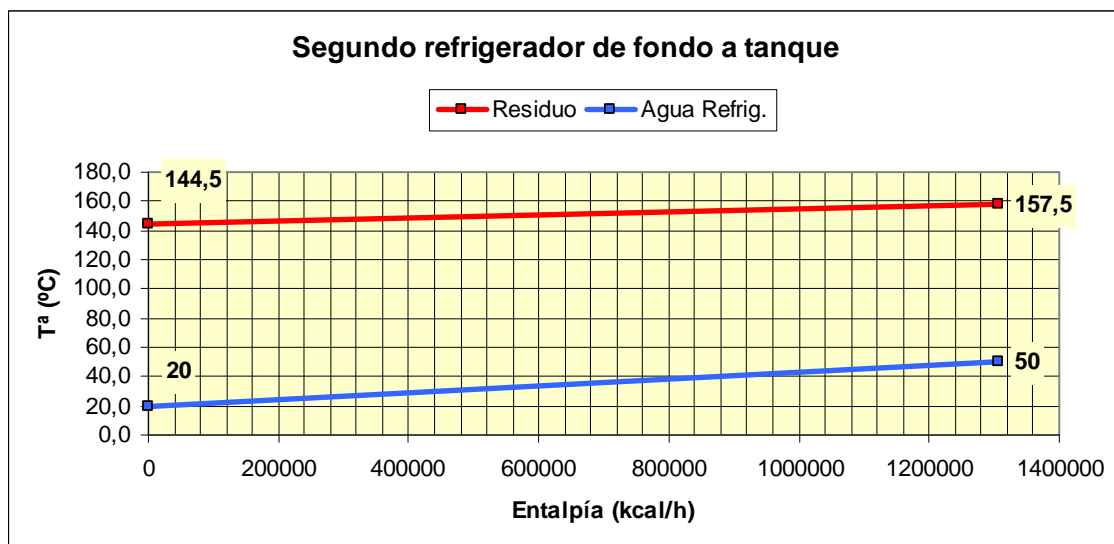


Figura 6.13. Perfil de temperaturas del segundo intercambiador enfriador de fondo a tanque.

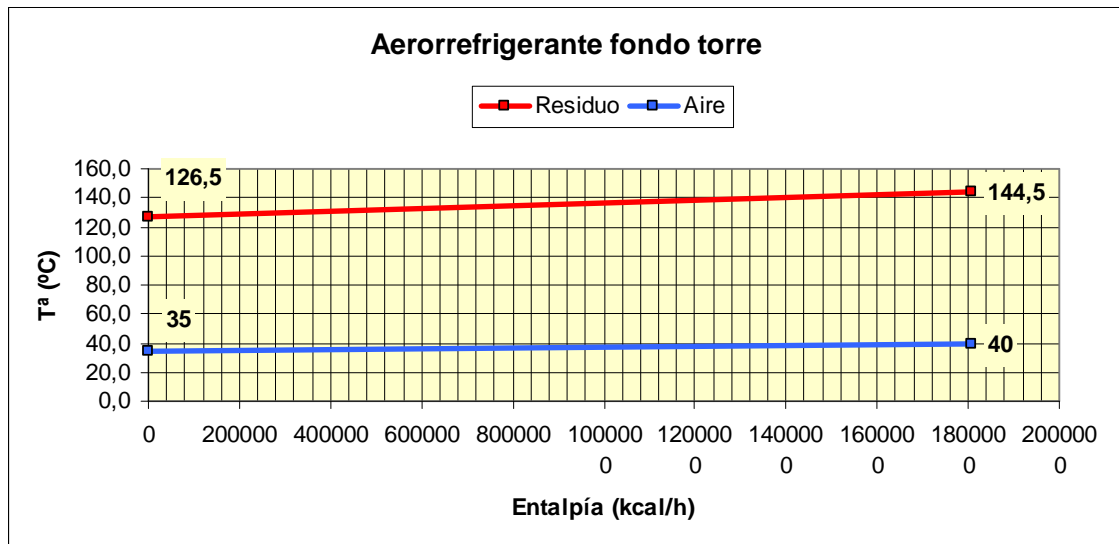


Figura 6.14. Perfil de temperaturas del aerorrefrigerante de la corriente de residuo a tanque, dejando fuera de servicio 2 paquetes.

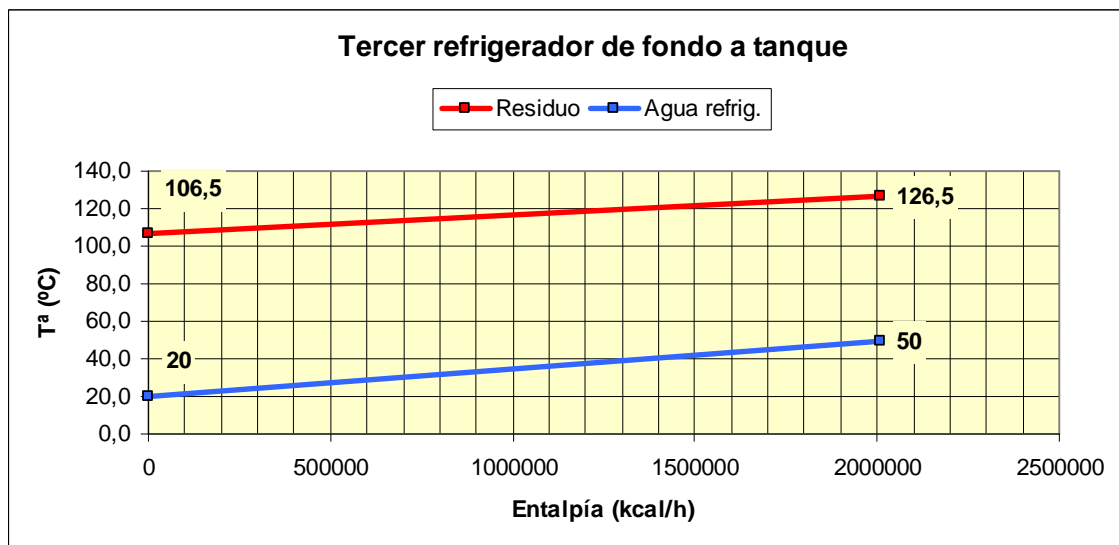


Figura 6.15.. Perfil de temperaturas del tercer intercambiador enfriador de fondo a tanque.

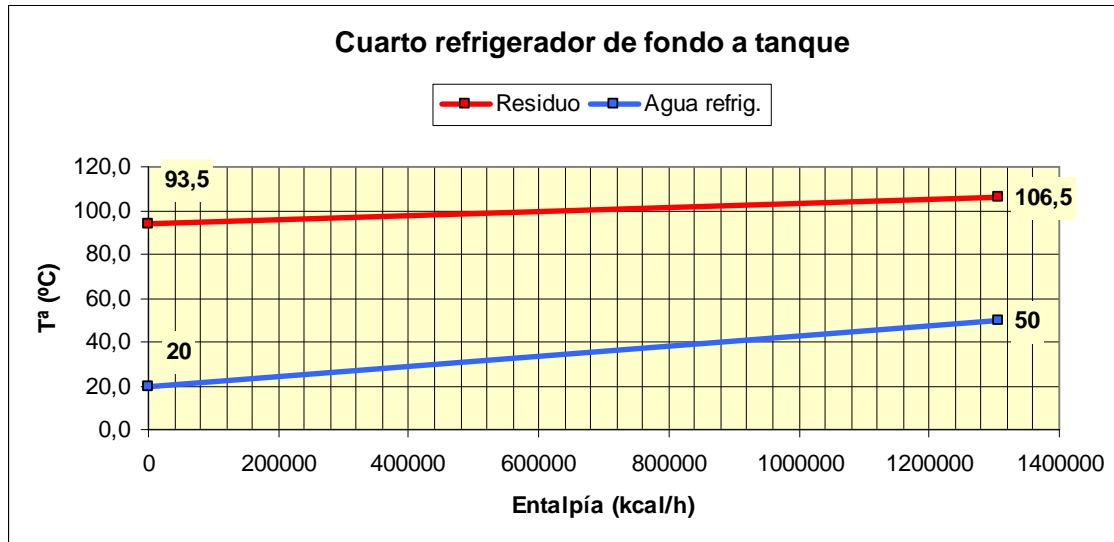


Figura 6.16. Perfil de temperaturas del cuarto intercambiador enfriador de fondo a tanque.

#### ► Unidad de intercambio en el intervalo 2 sobre el *pinch* (tramo 4)

En esta unidad de intercambio, la corriente de carga se calienta a expensas de los humos de combustión producidos en un horno de proceso, donde quemamos fuel oil, tal y como vimos en el **capítulo 5**.

Actualmente, la corriente de carga entra al horno a 325 °C y sale a 440 °C, utilizándose para ello una energía de 12.743.437,5 kcal/h, mientras que para un valor de  $\Delta T_{\min} = 28$  °C, la carga entraría al horno a 337 °C, saliendo a la misma temperatura (440 °C), pero intercambiándose 11.413.687,5 kcal/h. Esto supone un ahorro en combustible y en la emisión de CO<sub>2</sub> a la atmósfera, tal y como vimos en el **capítulo 5**.

Vamos a ver ahora si esta unidad de intercambio satisface los principios de diseño de la red de intercambio de calor:

- El primer principio dice que el número de unidades de intercambio debe ser una unidad menor que el número de corrientes (incluidos servicios auxiliares). En nuestro caso, por encima de *punto pinch* tenemos 2 corrientes (humos de

combustión y carga) y, según vimos anteriormente en la **figura 6.1**, hemos obtenido una unidad de intercambio, por lo que se cumple este primer principio de diseño.

- El segundo principio de diseño decía que el poder calorífico de las corrientes calientes, por encima del *pinch*, deben ser menor o igual que el poder calorífico de las corrientes frías, según la **inecuación 3.70**, que recordamos anteriormente. En nuestro caso si se cumple este principio, ya que el poder calorífico de la corriente caliente (humos) es de 19.022,81 kcal/h°C, mientras que el de la corriente fría (carga) es de 110.812,50 kcal/h°C. Aún así, la corriente de carga se encuentra dividida en 4 pasos, pero esta división se debe a una mejor transferencia de calor dentro del horno.
- El tercer principio de diseño decía que el número de corrientes calientes, sobre el *pinch*, debe ser menor o igual que el número de corrientes frías. En nuestro caso tenemos una corriente caliente y otra fría, por lo que se cumple también este principio.
- Y el cuarto principio de diseño era la condición adicional que hemos recordado antes, para una subred por debajo del *punto pinch*: “Una corriente fría con un extremo de temperatura sobre el *punto pinch* debe intercambiar calor con otra corriente caliente que también posea un extremo sobre el *punto pinch*”. En este caso prevalece la segunda condición, ya que esta unidad de intercambio está pegada al *punto pinch*, por lo que no es necesario cumplir este cuarto principio.

Una vez visto que se cumplen los principios de diseño, en la **figura 6.17** vemos el perfil de temperaturas en el horno de proceso.

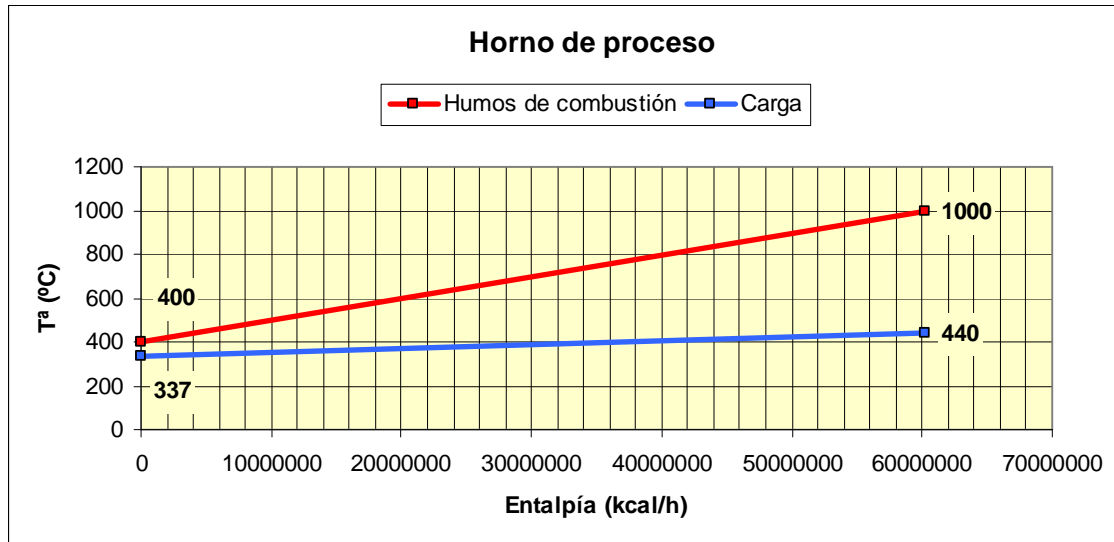


Figura 6.17. Perfil de temperaturas en el horno de proceso.

Con esto, ya se termina la última etapa del *Análisis Pinch*, que es la de diseño de la red de intercambio de calor. En la **tabla 6.10** resumimos los resultados obtenidos de este análisis, para  $\Delta T_{\min} = 28^{\circ}\text{C}$ , comparándolos con la unidad actual.

El estudio de la *Tecnología Pinch* y su aplicación particular al proceso de *Craqueo Térmico de Crudo* pretende introducir los métodos y procedimientos para diseñar procesos con requerimientos energéticos óptimos, es decir, conseguir, desde el punto de vista de la eficiencia y rendimiento energético de un proceso, su máximo provecho, y desde el punto de vista económico, una minimización de los costes energéticos de servicios auxiliares, sin modificar en ningún caso la producción de la unidad de procesos.

El argumento principal de la *Tecnología Pinch* y la base de su fundamento práctico, radica en relacionar los principios termodinámicos de procesos con el análisis y diseño de procesos químicos, ya que la industria química se caracteriza por el número de corrientes de proceso existente en una unidad, además de su variabilidad térmica.

$\Delta T_{\min} \rightarrow$	28 °C	Actual ( $\approx 40$ °C)
<b>Punto pinch (°C)</b>	365 - 337	365 - 325
<b><math>Q_H</math> (kcal/h)</b>	11.413.687,50	12.743.437,5
<b><math>Q_{C+\text{enfriador}}</math> (Mcal/h)</b>	11.352.561,74	13.310.237,1
<b>Coste <math>Q_H</math> (€/año)</b>	1.036.015,34	1.156.716,16
<b>Coste <math>Q_{C+\text{enf.}}</math> (M€/año)</b>	140.518,23	164.749,68
<b>Costes variables total (M€/año)</b>	1.200.765,02	1.321.465,84
<b><math>A_{1-2}</math> del tren de precalentamiento (m<sup>2</sup>)</b>	4.422,51	3.474,92
<b><math>N_{1-2}</math> del tren de precalentamiento</b>	9	7
<b>Costes fijos de la mejora (€)</b>	565.776,84	-----
<b>Ahorro fuel (ton/año)</b>	2.389,22	-----
<b>Ahorro combustión (€)</b>	120.700,82	-----
<b>Ahorro CO<sub>2</sub> (ton/año)</b>	412,35	-----
<b>Ahorro emisión CO<sub>2</sub> (€)</b>	41.235,34	-----
<b>Tiempo de retorno (años)</b>	3,04	-----

Tabla 6.10. Resumen de los resultados obtenidos del *Análisis Pinch* a una unidad de Craqueo Térmico de Crudo.



La *Tecnología Pinch* ha sido considerada como un método de diseño de redes de intercambiadores de calor, aunque, sin embargo, con el paso del tiempo y la puesta de manifiesto de sus puntos débiles, se ha consolidado más como una herramienta de análisis que de diseño. Esta es la causa de que en las publicaciones recientes se denomine *Análisis Pinch* a lo que tradicionalmente se había llamado *Tecnología Pinch*. Cuando un proceso químico ya está diseñado, las variaciones de la capacidad calorífica de las corrientes de procesos son despreciables, ya que de antemano se conocen los valores térmicos de las corrientes de procesos y las características físicas (caudales, presiones, etc.) y químicas (composición, cambios de fase, etc.), parámetros suficientes para diseñar intercambiadores de calor eficientes.

Como herramienta de análisis es extremadamente potente, ya que con muy pocos datos es posible comprobar si los consumos energéticos de un proceso están muy alejados de los puntos óptimos. Además, también es posible identificar dónde está el *punto pinch* de un grupo de corrientes de proceso con facilidad, si hay algún cambiador que provoque una transferencia a través del *punto pinch*, etc.

Uno de los puntos fuertes de la *Tecnología Pinch* es que se puede aplicar los procedimientos de trabajo sin necesidad del juicio de un ingeniero experto para aplicar los métodos, ya que las soluciones que proporciona son realmente óptimas. Cuando se haya realizado el estudio primario de una unidad de proceso, si se requerirá de la interpretación de los datos por parte de un ingeniero, a fin de diseñar los intercambiadores de calor, piezas claves para conseguir los valores térmicos de las corrientes de proceso.

Otra cuestión importante a señalar como una ventaja de la *Tecnología Pinch* es el aprovechamiento de determinados equipos de procesos, que en nuestro caso han sido todos los cambiadores de calor existentes, aerorrefrigerantes y el horno de proceso. Ello supone que los costes fijos o de equipos de proceso sean menores que el coste real fijo, lo cual supone un recorte económico en los gastos de la inversión.

Pero la *Tecnología Pinch*, va más allá del propio diseño de una unidad de procesos, influyendo sobre la gestión general de la empresa que decide aplicarla sobre la línea de proceso. Así, para una empresa y la sociedad en general, al aplicar la *Tecnología Pinch* de procesos a una unidad se consiguen los siguientes objetivos:

- Gestionar de forma más eficiente los recursos medio ambientales, y disminución de la generación de contaminantes.
- Mantener inalterable la calidad del producto a fabricar por la unidad de proceso.
- Reducir costes a largo plazo, a partir de una inversión económica inicial, fijando un periodo de recuperación de la anterior.
- Proceder a evaluar y prevenir de accidentes, el nuevo diseño de la unidad de procesos.

Para terminar, recordamos que la aplicación de la *Tecnología Pinch* a procesos industriales no es solo una herramienta para hacer más eficiente una empresa, sino que es también herramienta básica de reducción de emisiones de gases de efecto invernadero, sin reducir la productividad para una empresa, tal y como hemos visto en el análisis del proceso de combustión, en el **capítulo 5**.

El alto coste de la energía, las emisiones de CO<sub>2</sub> y de otros gases de efecto invernadero y la limitación para la obtención de permisos, están forzando a la industria a un cambio de mentalidad que responda a las realidades de hoy en día. Este cambio de mentalidad, comienza por una reestructuración del proceso químico desde la base, para afrontar todos estos problemas, cuya solución la facilita el estudio del proceso a partir de la *Tecnología Pinch*.

Para la simulación en Ingeniería Química, el uso de *modelos* está consolidado, pero la utilización de *modelos dinámicos* en vez de los *modelos de estado estacionario* es más reciente. Esto se refleja en la existencia en el mercado de potentes paquetes de software destinados a la simulación dinámica. Estos software actuales poseen herramientas matemáticas sofisticadas, las cuales pueden solucionar tanto la condición inicial de estado estacionario así como los siguientes cambios dinámicos. A menudo, una aproximación simplificada puede ser muy útil en la clarificación de ideas preliminares antes de ir a paquetes de escala comercial.

La *simulación dinámica* es una parte esencial de estudios de operabilidad o de riesgos, que asesora sobre las consecuencias del fracaso de la planta y en la mitigación de los posibles efectos. Mejora la comprensión en las mejoras del proceso y es una herramienta poderosa para la optimización de plantas, tanto en el campo operativo como en el de diseño. Este tipo de simulación tiene igual importancia en procesos continuos, *Batch*, *semibatch* y procesos cíclicos de manufactura. Según *Kapur (1988)* los principios para la *modelización matemática* son:

- El modelo matemático puede ser solo una aproximación de los procesos reales, los cuales son a menudo muy complejos y a veces parcialmente comprendidos. Es posible desarrollar varios modelos diferentes para un proceso y tener la posibilidad de mejorar la descripción global del mismo.
- Modelizar es un proceso de desarrollo continuo. Se empieza a desarrollar un modelo simple hasta irlo haciendo más complejo. La forma final del modelo deberá proporcionar una descripción razonable del proceso y debe ser capaz de ser usado.

## ***7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen***

- Modelizar es un arte, pero también un proceso muy importante de aprendizaje. El proceso de modelización sugiere también la necesidad de menos datos o necesidad de la experimentación para descubrir varios aspectos del comportamiento del proceso, que no están bien comprendidos.
- Los modelos deben ser robustos y reales.

La persona que modeliza un proceso está obligado a considerar la naturaleza de todos los parámetros importantes del proceso, sus efectos sobre el mismo y cómo cada parámetro puede ser definido en términos cuantitativos.

De modo que, una vez establecido el modelo, entonces puede ser utilizado, con relativa confianza, para predecir el comportamiento del proceso bajo diferentes condiciones y usarlo para el diseño del proceso, su optimización y control. Aspectos importantes en el desarrollo de un modelo son:

- Formulación de ecuaciones del balance de materia y energía.
- Ecuaciones cinéticas apropiadas para las reacciones químicas.
- Velocidades de transferencia de masa y calor que representan los cambios de las propiedades del sistema, equilibrio de fase, y aplicación de control.

El procedimiento general para modelizar es el que vemos a continuación en la **figura 7.1**.

## 7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen

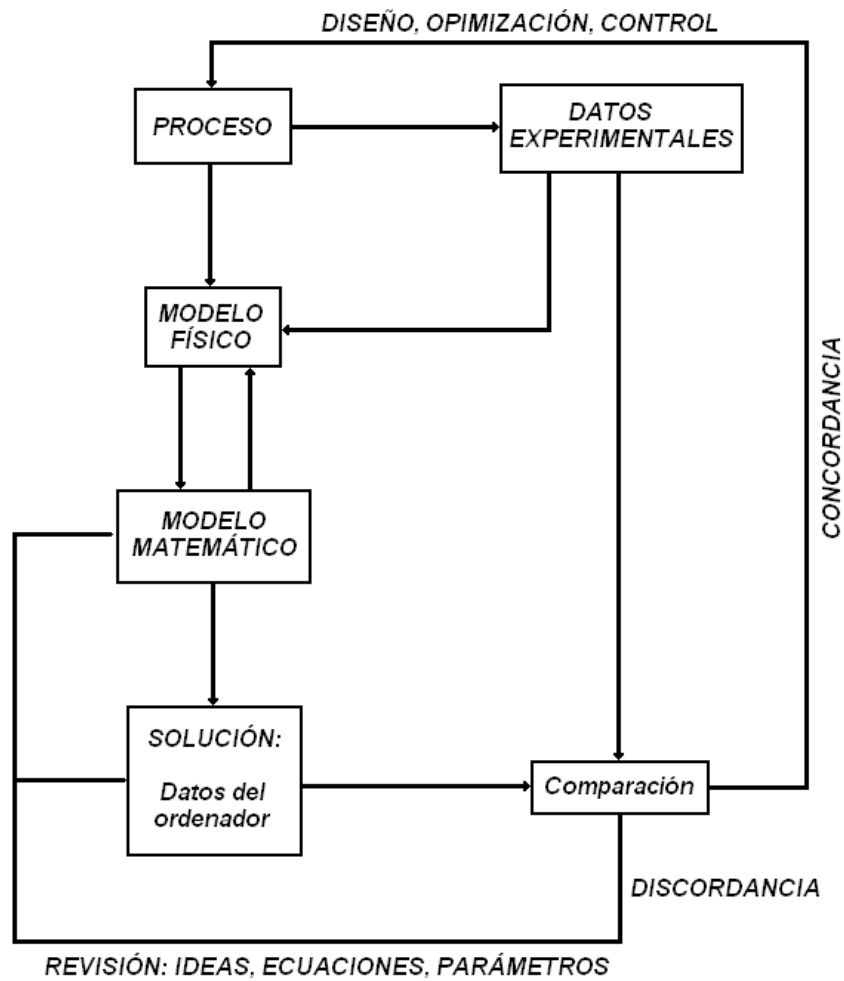


Figura 7.1. Procedimiento general para modelizar.

Un uso importante del modelo del proceso es el análisis de datos experimentales, utilizando este hecho para caracterizar el proceso asignando valores numéricos a variables importantes del proceso. La aplicación combinada de las aproximaciones de modelización y simulación conllevan las siguientes ventajas:

- La modelización mejora el entendimiento.
- Los modelos ayudan en el diseño experimental.
- Los modelos pueden ser utilizados de forma predictiva para el diseño y control.
- Los modelos pueden ser utilizados en la educación y entrenamiento.
- Los modelos sirven para la optimización del proceso.

## 7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen

En la actualidad, el futuro de la simulación de procesos pasa por el proyecto europeo *CAPE OPEN*. Este es un proyecto de investigación cuyo objetivo es establecer estándares informáticos que permitan la interoperabilidad de simuladores de procesos y de modelos especializados para operaciones unitarias, paquetes termodinámicos y paquetes numéricos.

Las tres empresas que se reparten la totalidad del mercado de la simulación de procesos son *Hyprotech*, *AspenTech* y *Simulation Sciences*. Cada una de ellas ha desarrollado sus simuladores de procesos, utilizando tecnologías informáticas muy diversas, que comprenden desde programas tradicionales escritos en *FORTRAN* hasta aplicaciones diseñadas con tecnología orientada a objetos ( por ejemplo, *C++* ).

Un factor importante dentro de la simulación de procesos ha sido la estandarización de los sistemas operativos personales, donde *Windows* es el más utilizado. Otros fabricantes que orientaron sus objetivos a otros entornos tales como *UNIX*, *VMS de DEC*, *OS/2 de IBM*, etc., han tenido que resolver el problema de compatibilidad entre los distintos sistemas operativos.

El sector del petróleo y gas ha sido uno de los preferidos por las empresas de simulación de procesos. Otras áreas, como la petroquímica, polímeros presentan una problemática más compleja para las empresas de simulación debido a que trabajan con procesos altamente especializados que difícilmente justificarían el ser incorporados a un simulador estándar, con el agravante adicional de que en numerosas ocasiones estos modelos forman parte del *Know-how* privado de la compañía. Por esta razón, ha sido necesario simular estos procesos mediante software desarrollado por el departamento de simulación de la propia empresa química (modelos *in-house*). Dependiendo de la actividad de cada compañía, sus paquete *in-house* pueden representar, por ejemplo, desde entramados complejos de reacción o modelos de conversores catalíticos, para la industria del petróleo, hasta modelos de trenes de destilación que incluyen columnas acopladas y que se resuelven mediante algoritmos matemáticos eficaces (por ejemplo *Basf*, *Bayer*, etc.), pasando por modelos de caracterización cinética, fluidodinámica y termodinámica de polímeros (por ejemplo *DuPont*). *Aspen Plus* realizó grandes esfuerzos para crear un prototipo para la simulación en la producción de un amplio rango de polímeros.

## 7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen

Por ejemplo, un campo que podría proporcionar la eclosión de un gran número de vendedores de modelos especializados es el de los reactores. En numerosas ocasiones estos modelos no solamente representan estrategias de resolución matemática desarrolladas por la compañía, sino también parámetros cinéticos, termodinámicos o de transporte determinados experimentalmente.

El programa *HX-NET de Aspen* es una de las muchas aplicaciones de Aspen Plus, siendo una herramienta muy útil y fácil de utilizar para la simulación del *Análisis Pinch* de un proceso. Los únicos datos que tenemos que introducir con las corrientes del proceso, con sus datos termodinámicos, las corrientes de servicios auxiliares y los parámetros de la ecuación de costes fijos, obteniéndose unos resultados muy acordes con los realizados manualmente. En la **figura 7.2** vemos las ventanas donde introduciremos estos datos:

Name	Inlet T [C]	Outlet T [C]	MCp [MW/C°]	Enthalpy [kW]	Segm.	HTC [kJ/h-m2-C]	Flowrate [kg/h]	Effective Cp [kJ/kg-C]	DT Cont. [C]
Quench	365,0	225,0	0,1831	2,564e+004		93261,3	2,363e+00!	2,791	Global
Residuo	225,0	95,0	0,1167	1,517e+004		32823,4	1,688e+00!	2,490	Global
Carga	132,0	440,0	0,1288	3,967e+004		9874,2	1,875e+00!	2,473	Global
***New**									

Name	Inlet T [C]	Outlet T [C]	Cost Index [Cost/kW-yr°]	Segm.	HTC [kJ/h-m2-C]	Target Load [kW]	Effective Cp [kJ/kg-C]	Target Flowrate [kg/h]	DT Cont. [C]
Humos horno	980,0	400,0	134,0		2,050e+004	1,146e+004	1,218	5,843e+004	Global
Agua Refrigeración	20,0	50,0	6,700		1,632e+005	1,261e+004	4,184	3,615e+005	Global
<empty>									

Heat Exchanger Capital Cost Index Parameters					Annualization	
Name	a	b	c	Type	Rate of Return (%)	ROR
DEFAULT	7,089e+04	730,0	1,000	Heat Exchanger	10,0	
***New**	...	...	...		Plant Life (years):	PL
					Annualization Factor = (1 + ROR/100)^PL / PL	

**Figura 7.2.** Ventanas de introducción de datos del programa *HX-NET de Aspen*.

En este capítulo, vamos a simular en este programa los problemas caso1 y caso 2 que diferenciamos en el **capítulo 4**, con el fin de comparar los resultados obtenidos en este capítulo con los obtenidos de la simulación.

---

## 7.1. SIMULACIÓN DEL CASO 1

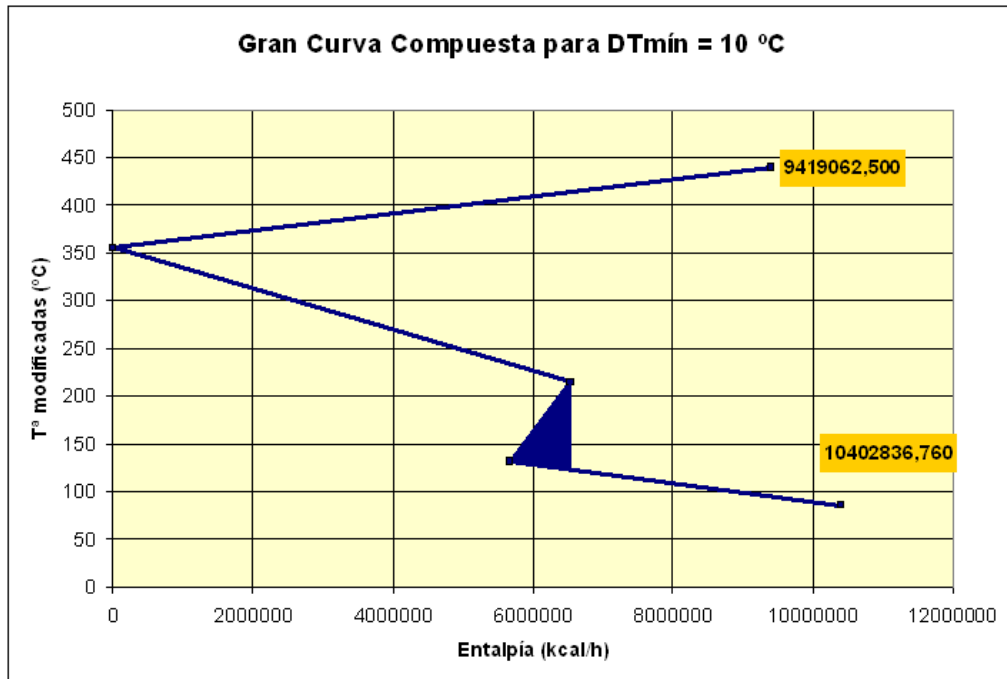
---

Recordemos en qué consistía el caso 1: tenemos un primer intercambio de calor (de derecha a izquierda en la **figura 4.1** del **capítulo 4**) entre carga y fondo, hasta que esta última corriente alcanza 225 °C, y no los 311 °C que alcanza actualmente. Tras este primer intercambio, desviamos la corriente de fondo tal y como se hace actualmente: de los 236.252 kg/h de corriente, 168.750 kg/h continúan en el tren de precalentamiento, para pasar por los restantes intercambiadores de calor, mientras que los 67.502 kg/h restantes son desviados como corriente de *quench*, pero ya a la temperatura de utilización, por lo que no tiene que pasar por ningún cambiador de refrigeración.

A continuación vamos a comparar las curvas obtenidas con la aplicación del *Análisis Pinch* a este problema, manualmente, con las curvas obtenidas de la simulación de este mismo problema, mediante el programa *HX-NET de Aspen*. Como veremos en las **figuras desde 7.3 hasta 7.6**, obtenemos las mismas curvas tanto por el método manual como por la simulación.



a) Gran curva compuesta mediante cálculos manuales.



b) Gran curva compuesta mediante simulación.

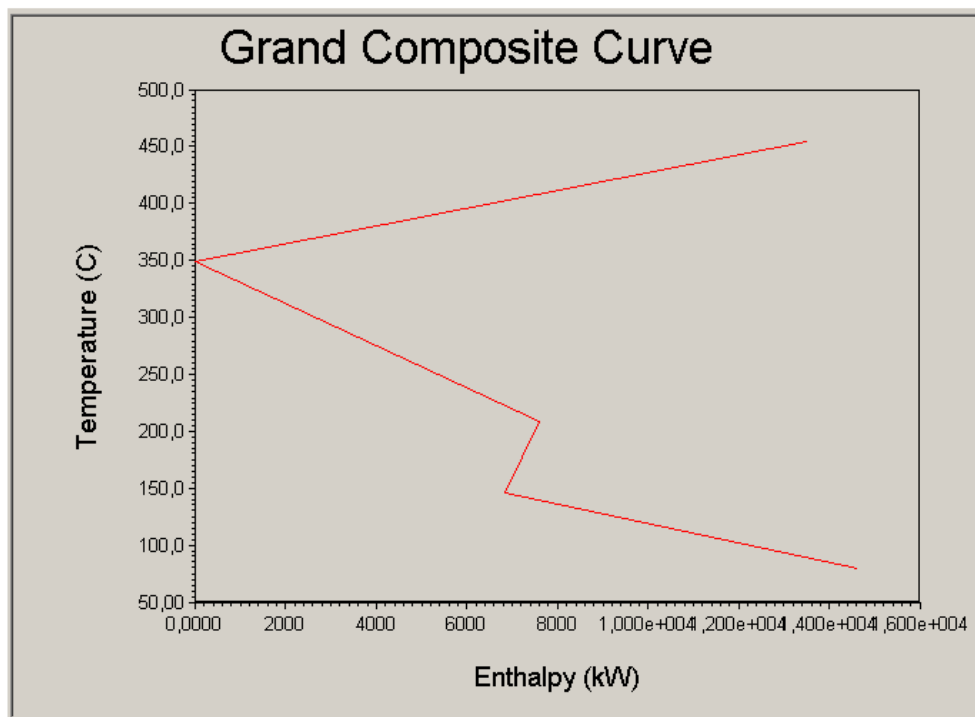
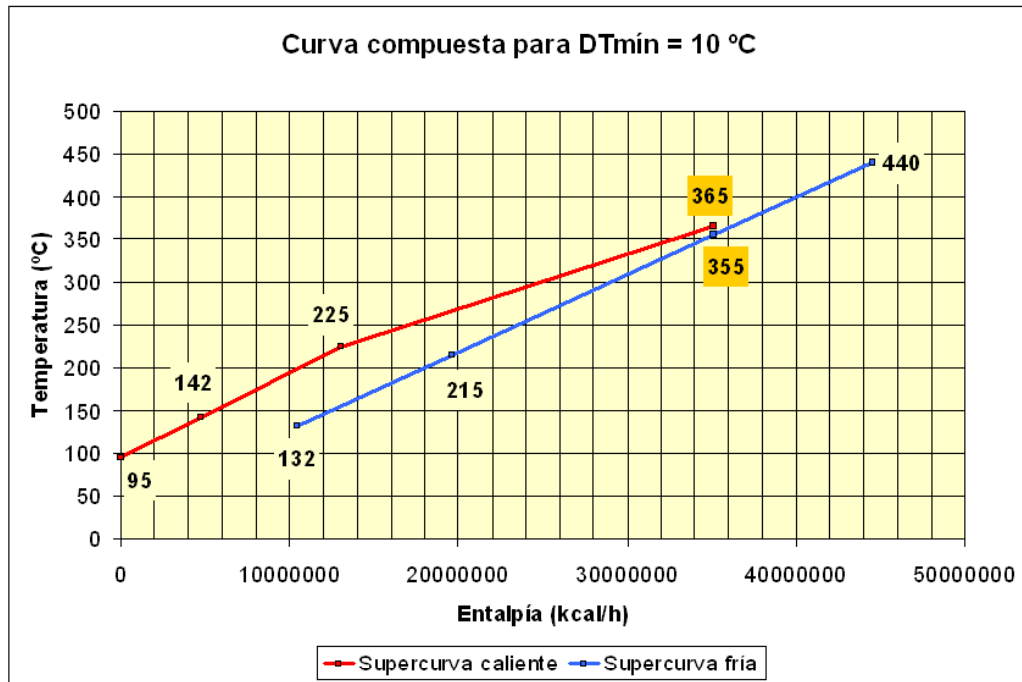


Figura 7.3. Comparación de la gran curva compuesta.

## 7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen

a) Curva compuesta mediante cálculos manuales.



b) Curva compuesta mediante simulación.

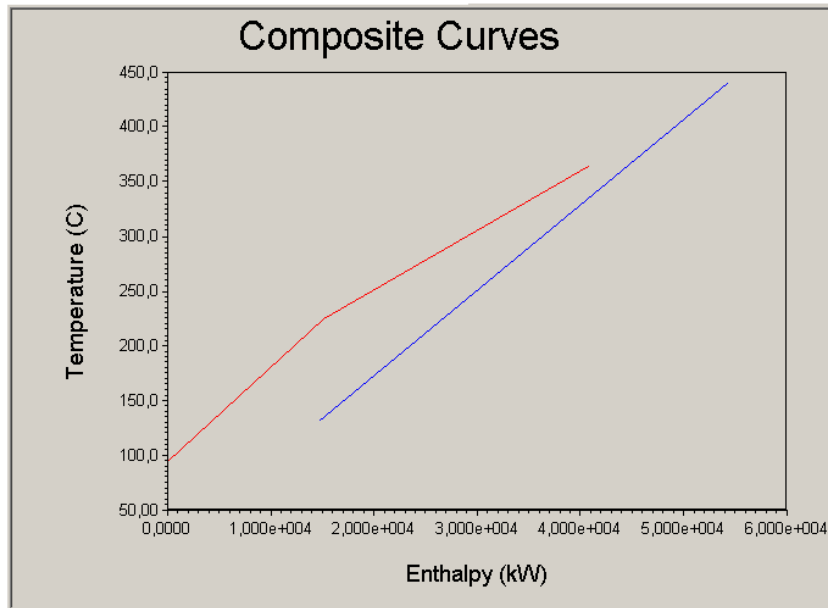
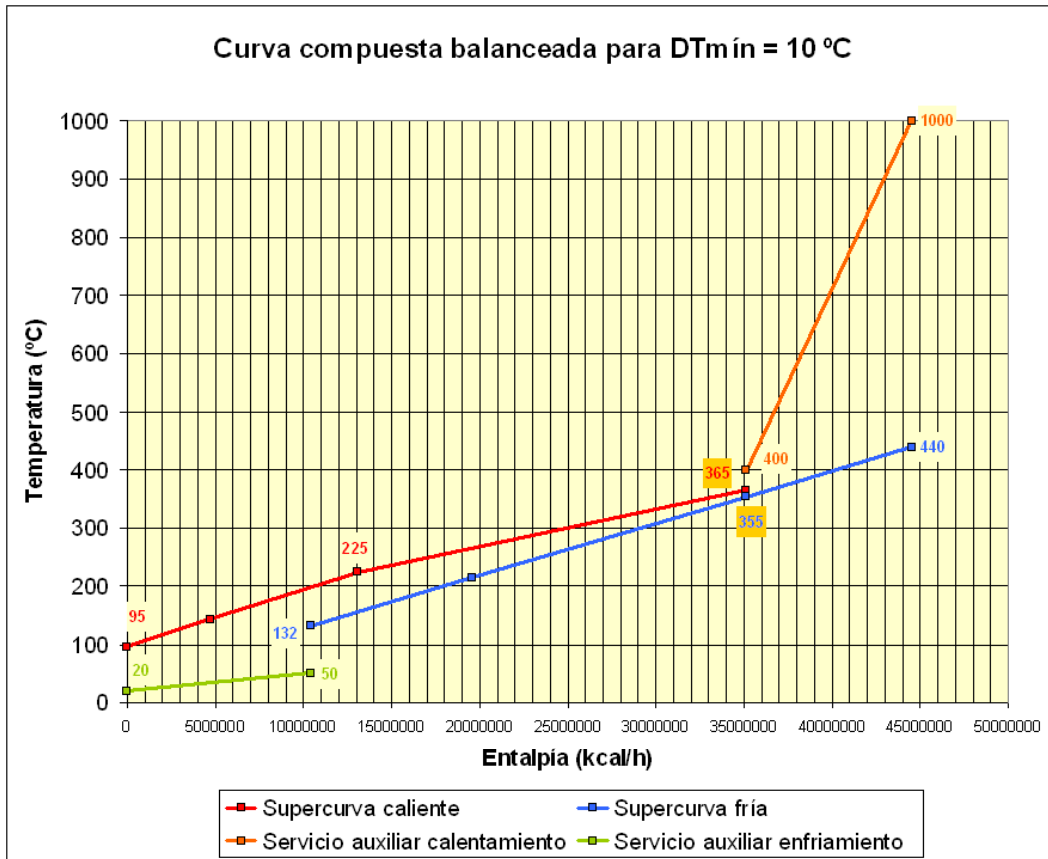


Figura 7.4. Comparación de las curvas compuestas.

## 7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen

a) Curva compuesta balanceada mediante cálculos manuales.



b) Curva compuesta balanceada mediante simulación.

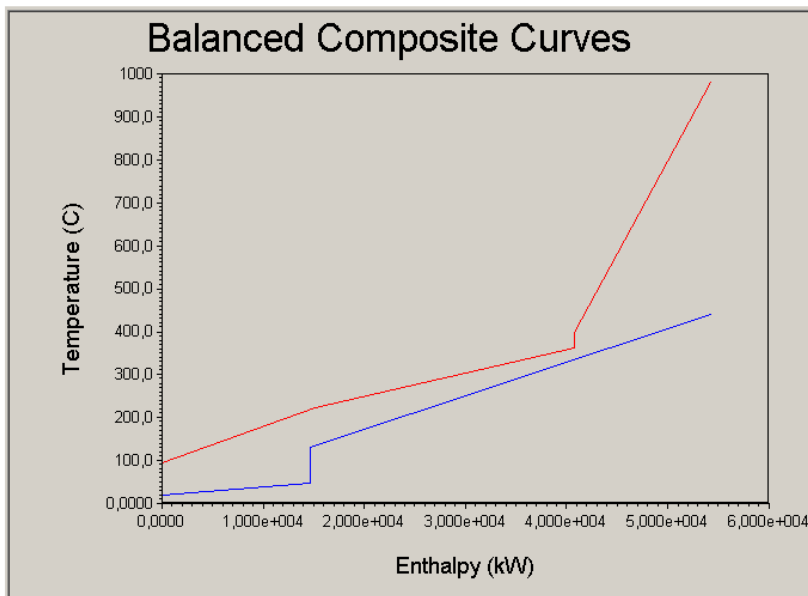
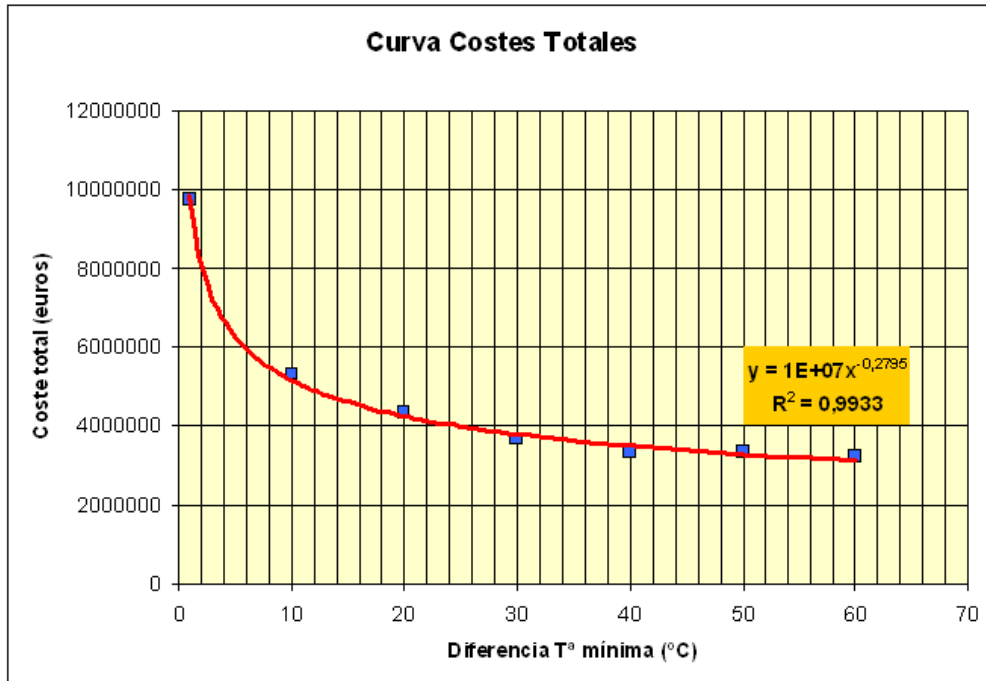


Figura 7.5. Comparación de las curvas compuestas balanceadas.

a) Curva de costes totales mediante cálculos manuales.



b) Curva de costes totales mediante simulación.

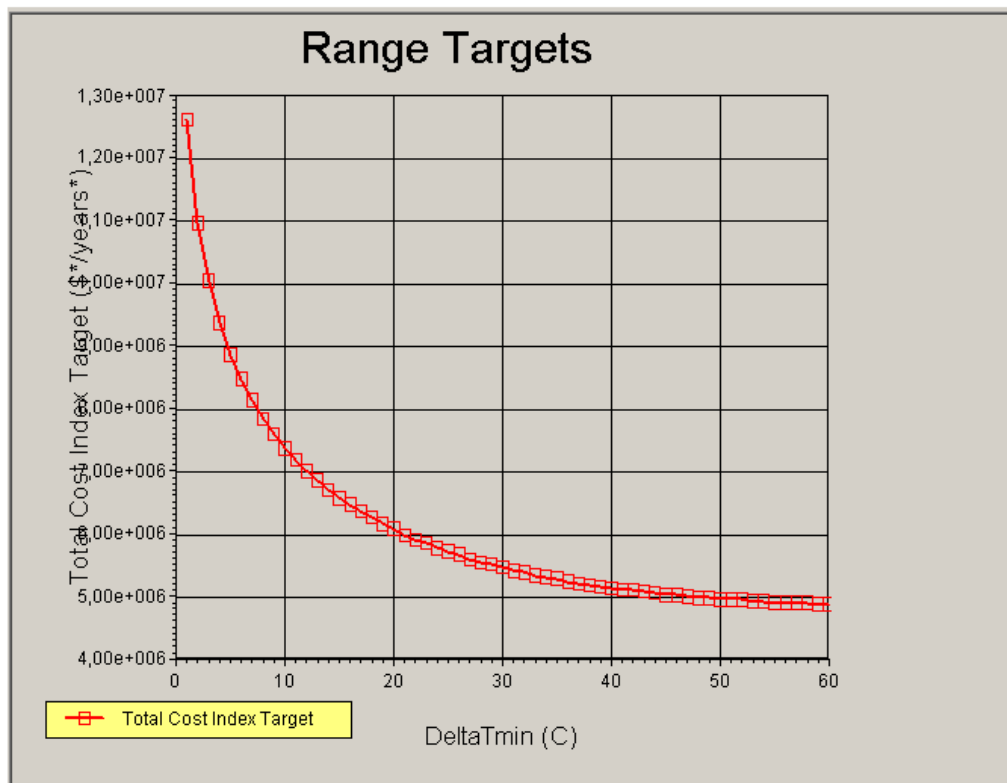


Figura 7.6. Comparación de las curvas de costes totales.

## ***7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen***

Como vemos las curvas obtenidas por ambos lados coinciden. Esto es indicativo de que el estudio se ha realizado correctamente.

A continuación mostramos, en la **figura 7.7**, una tabla obtenida de la simulación de este problema, similar a la **tabla 8.4** del capítulo de *Anexos*, donde mostramos los resultados obtenidos para cada valor de  $\Delta T_{\min}$  sometido a estudio (que en este caso, al igual que hicimos en el **capítulo 4**, han sido desde 1 a 60 °C).

## 7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen

DTmin [C]	Heating [kW]	Cooling [kW]	Area 1 - 1 [m <sup>2</sup> ]	Area 1 - 2 [m <sup>2</sup> ]	Units	Shells	Cap. Cost Index [\$*]	Op. Cost Index [\$*/years*]	Total Cost Index [\$*/years*]
1.0	9788	1.093e+004	1.0177e+0	1.3611e+0	4	15	1.022e+007	1.385e+006	1.263e+007
2.0	9917	1.106e+004	8640,5	1.1547e+0	4	13	8.713e+006	1.403e+006	1.099e+007
3.0	1.005e+004	1.119e+004	7748,8	1.0349e+0	4	12	7.838e+006	1.421e+006	1.004e+007
4.0	1.017e+004	1.132e+004	7121,3	9505,9	4	11	7.223e+006	1.439e+006	9.384e+006
5.0	1.030e+004	1.145e+004	6638,5	8856,9	4	11	6.749e+006	1.457e+006	8.881e+006
6.0	1.043e+004	1.158e+004	6247,2	8331,0	4	10	6.365e+006	1.475e+006	8.477e+006
7.0	1.056e+004	1.170e+004	5919,3	7889,9	4	10	6.043e+006	1.494e+006	8.141e+006
8.0	1.069e+004	1.183e+004	5637,6	7511,1	4	9	5.767e+006	1.512e+006	7.855e+006
9.0	1.082e+004	1.196e+004	5391,3	7179,7	4	9	5.525e+006	1.530e+006	7.607e+006
10.0	1.095e+004	1.209e+004	5173,0	6885,9	4	9	5.310e+006	1.548e+006	7.389e+006
11.0	1.108e+004	1.222e+004	4977,2	6622,4	4	9	5.118e+006	1.566e+006	7.196e+006
12.0	1.120e+004	1.235e+004	4800,0	6383,9	4	9	4.944e+006	1.584e+006	7.022e+006
13.0	1.133e+004	1.248e+004	4638,6	6166,5	4	8	4.785e+006	1.602e+006	6.866e+006
14.0	1.146e+004	1.261e+004	4490,4	5967,0	4	8	4.639e+006	1.620e+006	6.724e+006
15.0	1.159e+004	1.273e+004	4353,8	5782,9	4	8	4.505e+006	1.639e+006	6.594e+006
16.0	1.172e+004	1.286e+004	4227,1	5612,3	4	8	4.381e+006	1.657e+006	6.475e+006
17.0	1.185e+004	1.299e+004	4109,3	5453,5	4	8	4.265e+006	1.675e+006	6.366e+006
18.0	1.198e+004	1.312e+004	3999,2	5305,1	4	8	4.156e+006	1.693e+006	6.265e+006
19.0	1.211e+004	1.325e+004	3896,0	5166,0	4	8	4.055e+006	1.711e+006	6.171e+006
20.0	1.224e+004	1.338e+004	3799,0	5035,2	4	7	3.959e+006	1.729e+006	6.084e+006
21.0	1.236e+004	1.351e+004	3707,7	4912,0	4	7	3.869e+006	1.747e+006	6.003e+006
22.0	1.249e+004	1.364e+004	3621,4	4795,5	4	7	3.784e+006	1.765e+006	5.928e+006
23.0	1.262e+004	1.377e+004	3539,7	4685,3	4	7	3.704e+006	1.784e+006	5.858e+006
24.0	1.275e+004	1.389e+004	3462,2	4580,8	4	7	3.627e+006	1.802e+006	5.792e+006
25.0	1.288e+004	1.402e+004	3388,6	4481,4	4	7	3.555e+006	1.820e+006	5.730e+006
26.0	1.301e+004	1.415e+004	3318,5	4386,8	4	7	3.486e+006	1.838e+006	5.672e+006
27.0	1.314e+004	1.428e+004	3251,7	4296,6	4	7	3.420e+006	1.856e+006	5.618e+006
28.0	1.327e+004	1.441e+004	3188,0	4210,5	4	7	3.357e+006	1.874e+006	5.567e+006
29.0	1.339e+004	1.454e+004	3127,1	4128,2	4	7	3.297e+006	1.892e+006	5.519e+006
30.0	1.352e+004	1.467e+004	3068,7	4049,4	4	7	3.240e+006	1.910e+006	5.474e+006
31.0	1.365e+004	1.480e+004	3012,9	3973,8	4	7	3.184e+006	1.928e+006	5.431e+006
32.0	1.378e+004	1.492e+004	2959,3	3901,4	4	7	3.132e+006	1.947e+006	5.391e+006
33.0	1.391e+004	1.505e+004	2907,8	3831,8	4	7	3.081e+006	1.965e+006	5.354e+006
34.0	1.404e+004	1.518e+004	2858,5	3765,1	4	7	3.032e+006	1.983e+006	5.318e+006
35.0	1.417e+004	1.531e+004	2811,9	3702,4	4	6	2.986e+006	2.001e+006	5.286e+006
36.0	1.430e+004	1.544e+004	2767,1	3642,0	4	6	2.942e+006	2.019e+006	5.255e+006
37.0	1.442e+004	1.557e+004	2723,9	3583,7	4	6	2.900e+006	2.037e+006	5.227e+006
38.0	1.455e+004	1.570e+004	2682,2	3527,5	4	6	2.859e+006	2.055e+006	5.200e+006
39.0	1.468e+004	1.583e+004	2641,9	3473,2	4	6	2.819e+006	2.073e+006	5.174e+006
40.0	1.481e+004	1.595e+004	2603,0	3420,8	4	6	2.781e+006	2.092e+006	5.150e+006
41.0	1.494e+004	1.608e+004	2565,3	3370,0	4	6	2.744e+006	2.110e+006	5.128e+006
42.0	1.507e+004	1.621e+004	2528,9	3320,9	4	6	2.708e+006	2.128e+006	5.106e+006
43.0	1.520e+004	1.634e+004	2493,6	3273,4	4	6	2.673e+006	2.146e+006	5.086e+006
44.0	1.533e+004	1.647e+004	2459,4	3227,3	4	6	2.639e+006	2.164e+006	5.067e+006
45.0	1.545e+004	1.660e+004	2426,3	3182,6	4	6	2.607e+006	2.182e+006	5.050e+006
46.0	1.558e+004	1.673e+004	2394,2	3139,3	4	6	2.575e+006	2.200e+006	5.033e+006
47.0	1.571e+004	1.686e+004	2363,0	3097,2	4	6	2.545e+006	2.218e+006	5.017e+006
48.0	1.584e+004	1.698e+004	2332,7	3056,4	4	6	2.515e+006	2.237e+006	5.003e+006
49.0	1.597e+004	1.711e+004	2303,3	3016,7	4	6	2.486e+006	2.255e+006	4.989e+006
50.0	1.610e+004	1.724e+004	2274,7	2978,2	4	6	2.458e+006	2.273e+006	4.976e+006
51.0	1.623e+004	1.737e+004	2246,9	2940,7	4	6	2.430e+006	2.291e+006	4.964e+006
52.0	1.636e+004	1.750e+004	2219,9	2904,2	4	6	2.404e+006	2.309e+006	4.953e+006
53.0	1.649e+004	1.763e+004	2193,6	2868,8	4	6	2.378e+006	2.327e+006	4.943e+006
54.0	1.661e+004	1.776e+004	2167,9	2834,2	4	6	2.353e+006	2.345e+006	4.933e+006
55.0	1.674e+004	1.789e+004	2143,0	2800,6	4	6	2.328e+006	2.363e+006	4.924e+006
56.0	1.687e+004	1.802e+004	2118,7	2767,8	4	6	2.304e+006	2.382e+006	4.916e+006
57.0	1.700e+004	1.814e+004	2095,0	2735,8	4	6	2.281e+006	2.400e+006	4.908e+006
58.0	1.713e+004	1.827e+004	2071,9	2704,7	4	6	2.258e+006	2.418e+006	4.902e+006
59.0	1.726e+004	1.840e+004	2049,4	2674,3	4	6	2.236e+006	2.436e+006	4.895e+006
60.0	1.739e+004	1.853e+004	2027,4	2644,7	4	6	2.214e+006	2.454e+006	4.890e+006

Figura 7.7. Tabla de resultados para el caso 1, mediante simulación.

---

## 7.2. SIMULACIÓN DEL CASO 2

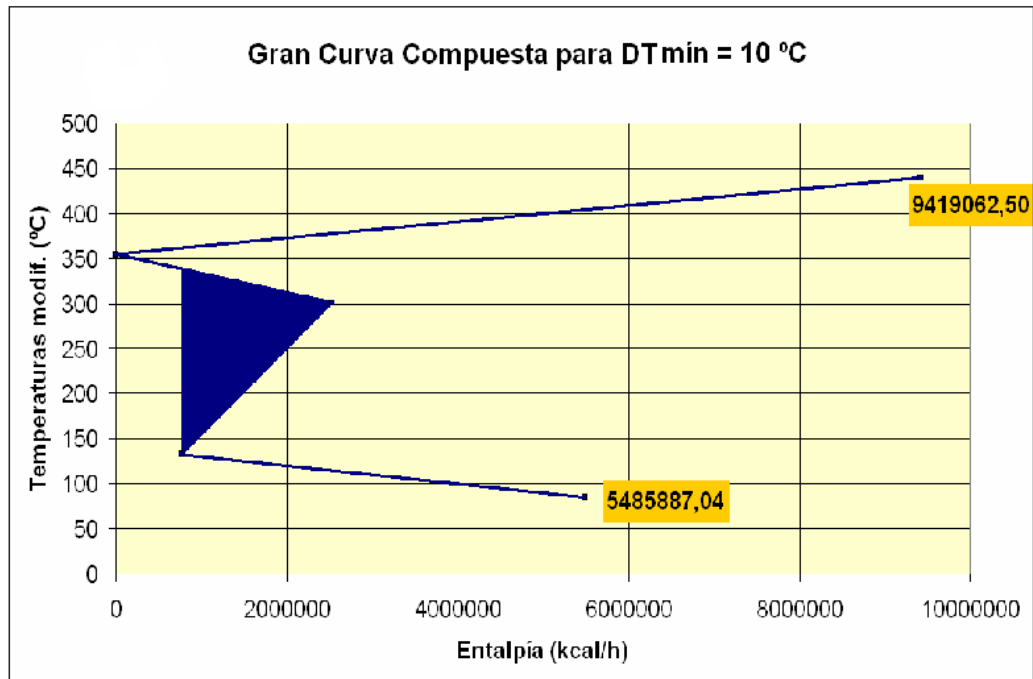
---

Recordemos ahora en qué consistía el caso 2, que coincide con la disposición que tenemos actualmente en la unidad: tenemos un primer intercambio de calor (de derecha a izquierda en la **figura 4.1** del **capítulo 4**) entre carga y fondo, hasta que esta última corriente alcanza los 311 °C. Esta es la variación con respecto al caso 1, que llevaba esta corriente de fondo hasta 225 °C. Tras este primer intercambio, desviamos la corriente de fondo tal y como se hace actualmente: de los 236.252 kg/h de corriente, 168.750 kg/h continúan en el tren de precalentamiento, para pasar por los restantes intercambiadores de calor, mientras que los 67.502 kg/h restantes son desviados como corriente de *quench*, se hace pasar por un cambiador de refrigeración, para utilizar esta corriente de *quench* a 225 °C.

A continuación vamos a comparar las curvas obtenidas con la aplicación del *Análisis Pinch* a este problema, manualmente, con las curvas obtenidas de la simulación de este mismo problema, mediante el programa *HX-NET de Aspen*. Como veremos en las **figuras desde 7.8 hasta 7.11**, obtenemos las mismas curvas tanto por el método manual como por la simulación.

## 7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen

a) Gran curva compuesta mediante cálculos manuales.



b) Gran curva compuesta mediante simulación.

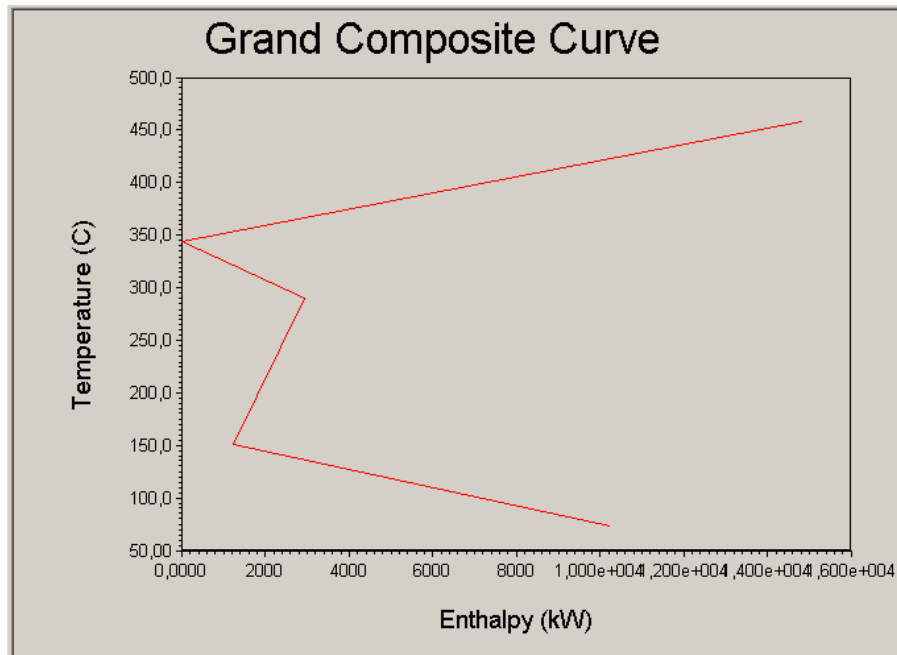
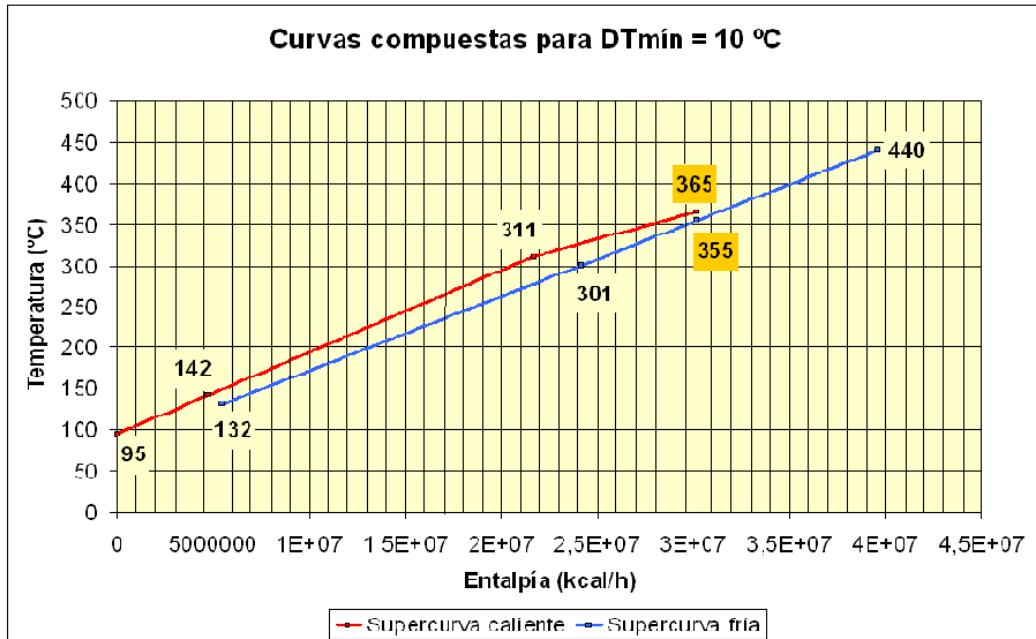


Figura 7.8. Comparación de la gran curva compuesta.



## 7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen

a) Curva compuesta mediante cálculos manuales.



b) Curva compuesta mediante simulación.

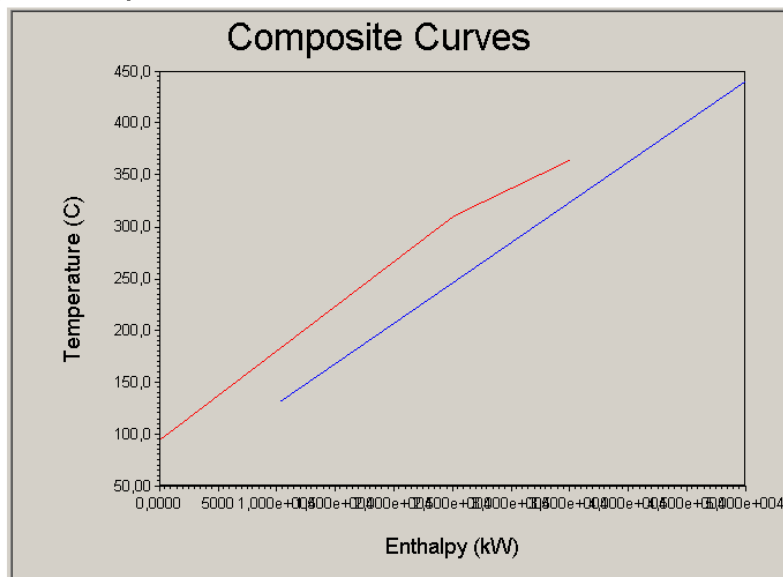
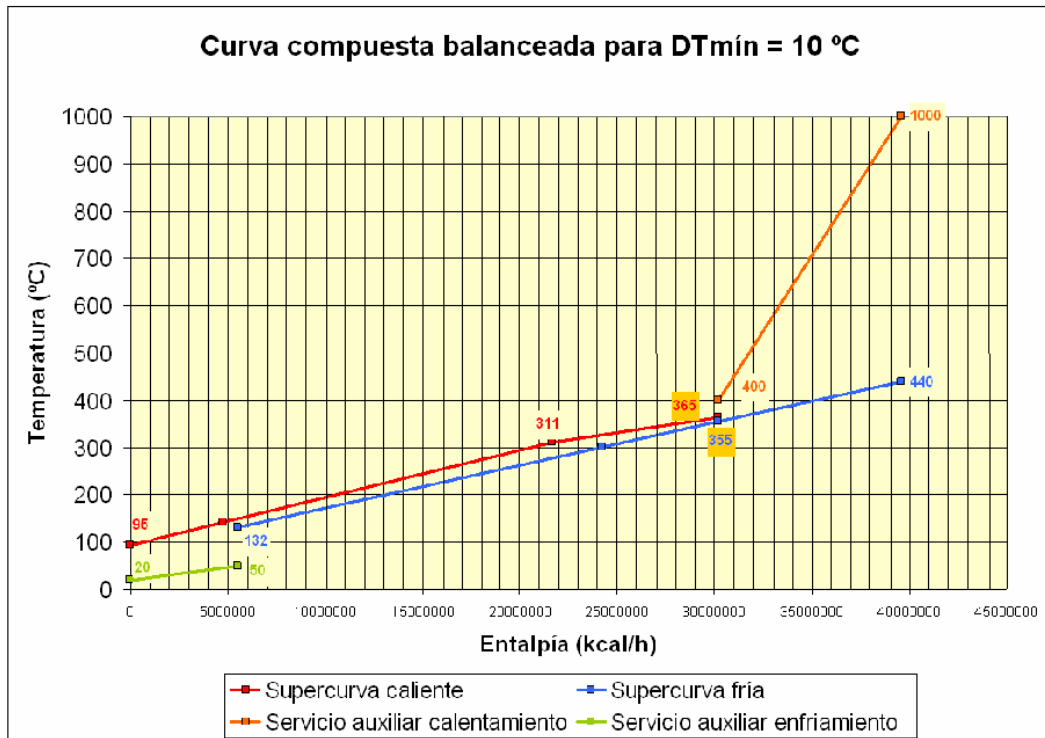


Figura 7.9. Comparación de las curvas compuestas.

## 7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen

a) Curva compuesta balanceada mediante cálculos manuales.



b) Curva compuesta balanceada mediante simulación.

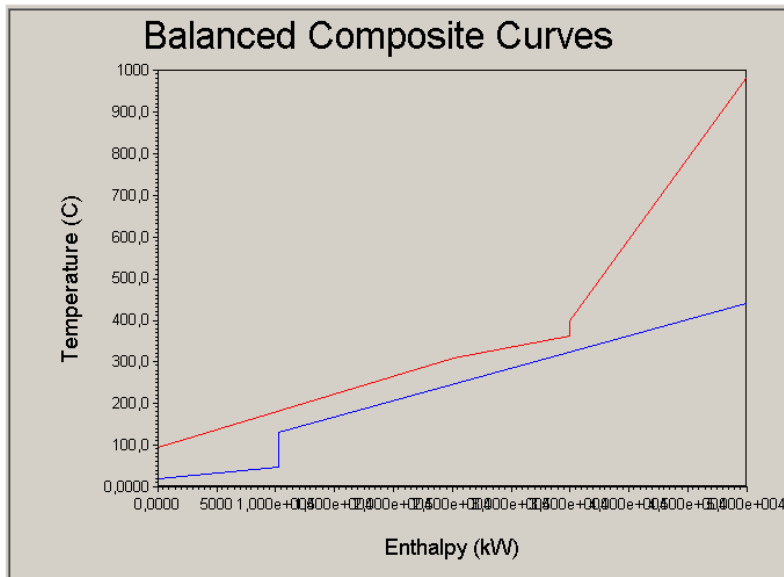
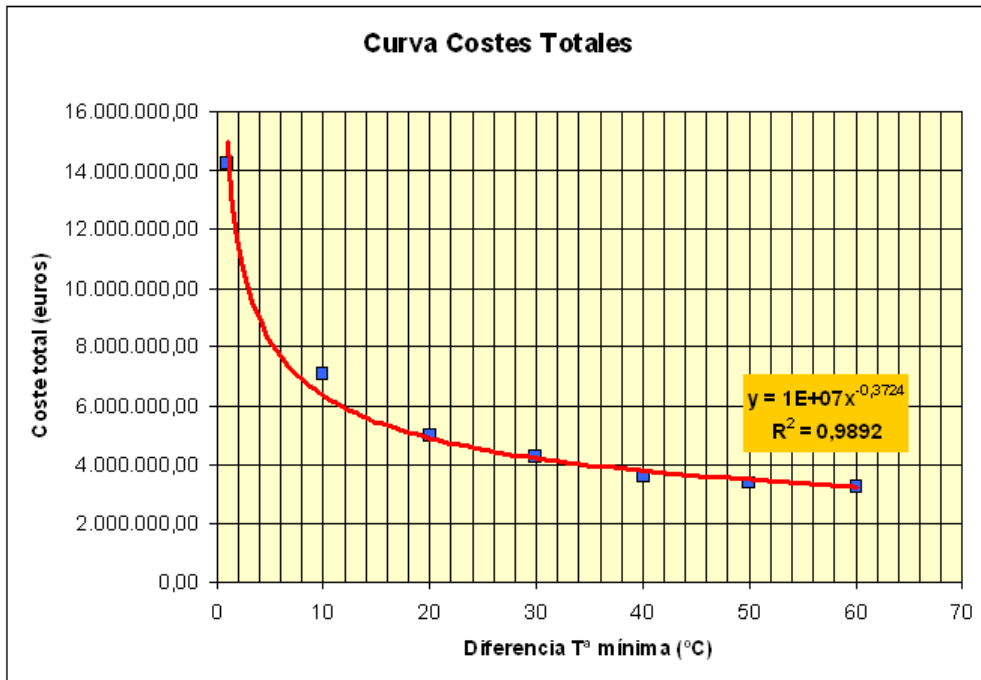


Figura 7.10. Comparación de las curvas compuestas balanceadas.

a) Curva de costes totales mediante cálculos manuales.



b) Curva de costes totales mediante simulación.

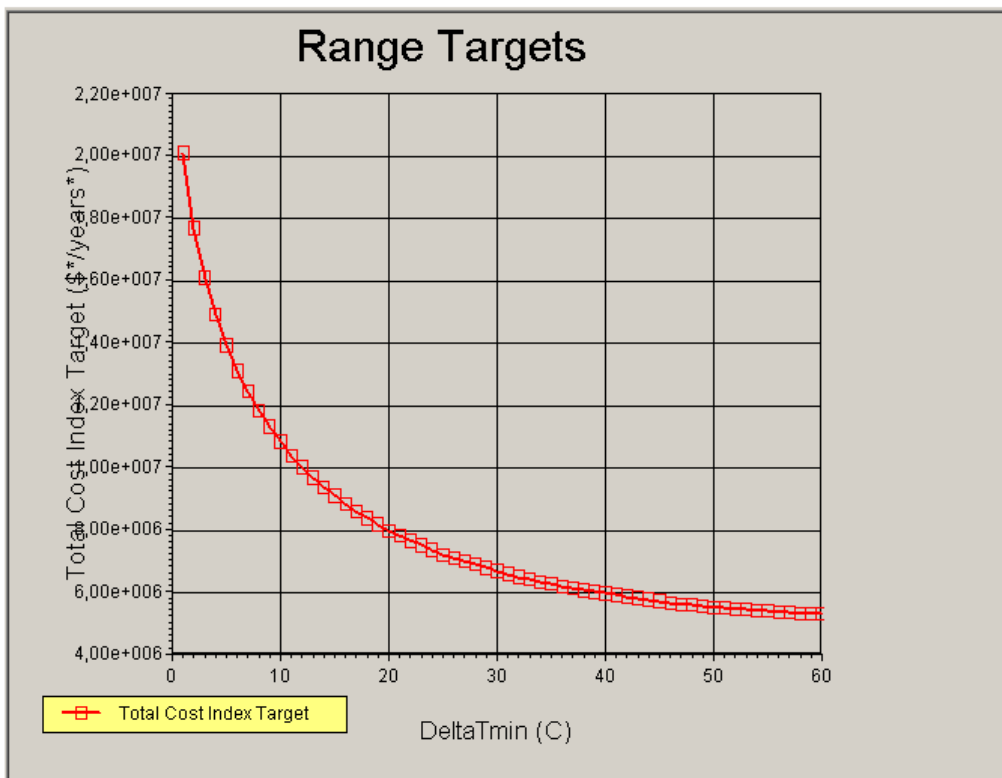


Figura 7.11. Comparación de las curvas de costes totales.

## ***7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen***

Como vemos las curvas obtenidas por ambos lados coinciden. Esto es indicativo de que el estudio se ha realizado correctamente.

A continuación mostramos, en la **figura 7.12**, una tabla obtenida de la simulación de este problema, similar a la **tabla 8.5** del capítulo de *Anexos*, donde mostramos los resultados obtenidos para cada valor de  $\Delta T_{\min}$  sometido a estudio (que en este caso, al igual que hicimos en el **capítulo 4**, han sido desde 1 a 60 °C).

## 7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen

DTmin [C]	Heating [kW]	Cooling [kW]	Area 1 - 1 [m <sup>2</sup> ]	Area 1 - 2 [m <sup>2</sup> ]	Units	Shells	Cap. Cost Index [\$*]	Op. Cost Index [\$*/years*]	Total Cost Index [\$*/years*]
1.0	9788	5217	1,7071e+0	2,2979e+0	4	20	1,706e+007	1,347e+006	2,011e+007
2.0	9917	5346	1,4827e+0	1,9959e+0	4	17	1,485e+007	1,365e+006	1,770e+007
3.0	1,005e+004	5475	1,3345e+0	1,7961e+0	4	16	1,340e+007	1,383e+006	1,612e+007
4.0	1,017e+004	5603	1,2216e+0	1,6440e+0	4	14	1,228e+007	1,401e+006	1,491e+007
5.0	1,030e+004	5732	1,1303e+0	1,5208e+0	4	13	1,139e+007	1,419e+006	1,394e+007
6.0	1,043e+004	5861	1,0538e+0	1,4176e+0	4	13	1,063e+007	1,437e+006	1,313e+007
7.0	1,056e+004	5990	9882,4	1,3292e+0	4	12	9,986e+006	1,455e+006	1,244e+007
8.0	1,069e+004	6119	9311,4	1,2521e+0	4	11	9,424e+006	1,473e+006	1,184e+007
9.0	1,082e+004	6247	8807,9	1,1842e+0	4	11	8,928e+006	1,492e+006	1,131e+007
10.0	1,095e+004	6376	8359,5	1,1236e+0	4	10	8,486e+006	1,510e+006	1,084e+007
11.0	1,108e+004	6505	7956,9	1,0693e+0	4	10	8,089e+006	1,528e+006	1,043e+007
12.0	1,120e+004	6634	7592,9	1,0201e+0	4	9	7,730e+006	1,546e+006	1,005e+007
13.0	1,133e+004	6762	7262,0	9754,2	4	11	7,404e+006	1,564e+006	9,709e+006
14.0	1,146e+004	6891	6959,5	9345,7	4	9	7,106e+006	1,582e+006	9,399e+006
15.0	1,159e+004	7020	6681,9	8970,7	4	8	6,832e+006	1,600e+006	9,116e+006
16.0	1,172e+004	7149	6426,0	8624,9	4	8	6,580e+006	1,618e+006	8,856e+006
17.0	1,185e+004	7278	6189,3	8305,1	4	8	6,346e+006	1,636e+006	8,617e+006
18.0	1,198e+004	7406	5969,7	8008,3	4	8	6,130e+006	1,655e+006	8,397e+006
19.0	1,211e+004	7535	5765,3	7732,0	4	7	5,928e+006	1,673e+006	8,193e+006
20.0	1,224e+004	7664	5574,5	7474,1	4	7	5,740e+006	1,691e+006	8,004e+006
21.0	1,236e+004	7793	5396,1	7232,8	4	7	5,564e+006	1,709e+006	7,829e+006
22.0	1,249e+004	7922	5228,7	7006,6	4	9	5,398e+006	1,727e+006	7,665e+006
23.0	1,262e+004	8050	5071,5	6794,0	4	7	5,243e+006	1,745e+006	7,513e+006
24.0	1,275e+004	8179	4923,6	6593,8	4	6	5,097e+006	1,763e+006	7,370e+006
25.0	1,288e+004	8308	4784,0	6405,0	4	8	4,959e+006	1,781e+006	7,237e+006
26.0	1,301e+004	8437	4652,1	6226,6	4	6	4,829e+006	1,800e+006	7,111e+006
27.0	1,314e+004	8566	4527,4	6057,8	4	6	4,706e+006	1,818e+006	6,994e+006
28.0	1,327e+004	8694	4409,2	5897,8	4	6	4,589e+006	1,836e+006	6,884e+006
29.0	1,339e+004	8823	4297,0	5745,9	4	6	4,478e+006	1,854e+006	6,780e+006
30.0	1,352e+004	8952	4190,4	5601,6	4	6	4,373e+006	1,872e+006	6,682e+006
31.0	1,365e+004	9081	4088,9	5464,3	4	5	4,272e+006	1,890e+006	6,590e+006
32.0	1,378e+004	9210	3992,3	5333,4	4	5	4,177e+006	1,908e+006	6,503e+006
33.0	1,391e+004	9338	3900,2	5208,6	4	7	4,086e+006	1,926e+006	6,421e+006
34.0	1,404e+004	9467	3812,2	5089,4	4	5	3,999e+006	1,945e+006	6,343e+006
35.0	1,417e+004	9596	3728,2	4975,5	4	7	3,916e+006	1,963e+006	6,270e+006
36.0	1,430e+004	9725	3647,8	4866,6	4	7	3,836e+006	1,981e+006	6,201e+006
37.0	1,442e+004	9853	3570,8	4762,2	4	5	3,760e+006	1,999e+006	6,135e+006
38.0	1,455e+004	9982	3497,0	4662,2	4	5	3,687e+006	2,017e+006	6,073e+006
39.0	1,468e+004	1,011e+004	3426,3	4566,3	4	7	3,617e+006	2,035e+006	6,014e+006
40.0	1,481e+004	1,024e+004	3358,4	4474,2	4	7	3,550e+006	2,053e+006	5,958e+006
41.0	1,494e+004	1,037e+004	3293,2	4385,7	4	5	3,485e+006	2,071e+006	5,905e+006
42.0	1,507e+004	1,050e+004	3230,5	4300,7	4	4	3,423e+006	2,090e+006	5,855e+006
43.0	1,520e+004	1,063e+004	3170,2	4218,8	4	4	3,363e+006	2,108e+006	5,807e+006
44.0	1,533e+004	1,076e+004	3112,1	4140,0	4	6	3,306e+006	2,126e+006	5,762e+006
45.0	1,545e+004	1,088e+004	3056,2	4064,1	4	4	3,250e+006	2,144e+006	5,719e+006
46.0	1,558e+004	1,101e+004	3002,3	3990,9	4	4	3,197e+006	2,162e+006	5,679e+006
47.0	1,571e+004	1,114e+004	2950,3	3920,3	4	6	3,145e+006	2,180e+006	5,640e+006
48.0	1,584e+004	1,127e+004	2900,1	3852,1	4	4	3,096e+006	2,198e+006	5,603e+006
49.0	1,597e+004	1,140e+004	2851,7	3786,3	4	6	3,048e+006	2,216e+006	5,569e+006
50.0	1,610e+004	1,153e+004	2804,9	3722,7	4	4	3,001e+006	2,234e+006	5,536e+006
51.0	1,623e+004	1,166e+004	2759,6	3661,2	4	6	2,956e+006	2,253e+006	5,504e+006
52.0	1,636e+004	1,179e+004	2715,9	3601,7	4	4	2,913e+006	2,271e+006	5,475e+006
53.0	1,649e+004	1,191e+004	2673,6	3544,2	4	4	2,871e+006	2,289e+006	5,447e+006
54.0	1,661e+004	1,204e+004	2632,6	3488,5	4	6	2,830e+006	2,307e+006	5,420e+006
55.0	1,674e+004	1,217e+004	2592,9	3434,5	4	6	2,791e+006	2,325e+006	5,395e+006
56.0	1,687e+004	1,230e+004	2554,5	3382,2	4	4	2,753e+006	2,343e+006	5,371e+006
57.0	1,700e+004	1,243e+004	2517,2	3331,5	4	4	2,716e+006	2,361e+006	5,348e+006
58.0	1,713e+004	1,256e+004	2481,1	3282,3	4	4	2,680e+006	2,379e+006	5,327e+006
59.0	1,726e+004	1,269e+004	2446,0	3234,6	4	4	2,645e+006	2,398e+006	5,307e+006
60.0	1,739e+004	1,282e+004	2412,0	3188,2	4	4	2,611e+006	2,416e+006	5,288e+006

Figura 7.12. Tabla de resultados para el caso 2, mediante simulación.

## **8.1. CALIDADES Y RENDIMIENTOS DE DISTINTOS TIPOS DE CRUDOS**

CRUDO	ORIGEN	$\rho$ (15°C) (g/cm <sup>3</sup> )	% NAFTA wt FD 170°	GOL. PN=+4		% FOA wt 405+
				% wt	% S	
Arabia Lig.	Arabia Saudí	0,8570	14,17	24,49	1,451	39,83
Kursaniya	Arabia Saudí	0,8755	13,02	22,15	1,698	45,15
Safariya	Arabia Saudí	0,8885	10,87	19,94	1,739	50,08
Bonny Lig.	Nigeria	0,8495	17,29	36,73	0,124	22,41
Bonny Med.	Nigeria	0,9045	6,99	45,48	0,196	30,65
Bu Attifel	Libia	0,8050	12,22	15,67	0,014	37,30
Condensad	Argelia	0,7220	43,33	8,82	0,031	0,21
Djeno	Congo	0,8905	8,65	20,63	0,169	55,73
Flotta	Mar del Norte	0,8470	16,96	25,17	0,887	34,42
Irán Ligero	Irán	0,8585	15,68	24,40	1,167	38,23
Irán Pesado	Iran	0,8715	14,16	22,43	1,358	42,85
Kirkuk	Irak	0,8425	17,35	24,86	1,391	33,40
Kole Marine	Camerún	0,8575	17,94	27,21	0,252	34,26
Sirtica	Libia	0,8190	23,07	24,61	0,269	25,94
Lokele	Camerún	0,9375	4,31	35,77	0,329	45,76
Mandji	Gabón	0,8765	11,88	23,52	0,583	47,15
Maya	México	0,9220	10,02	19,39	2,050	56,08
Murban	Abu Dhabi	0,8235	19,17	27,77	0,715	27,46
Palanca	Angola	0,8285	17,41	27,12	0,137	29,92
Qua Iboe	Nigeria	0,8395	20,01	31,62	0,107	22,79
Ural Lig.	Rusia	0,8545	15,54	25,28	1,097	36,62
Ural Pes.	Rusia	0,8670	12,60	29,86	1,113	41,45
Souedia	Siria	0,9115	11,11	18,16	2,830	53,25

**Tabla 8.1. Calidades y rendimientos de distintos tipos de crudos.**

---

## 8.2. PERFIL DE TEMPERATURAS ACTUALES DE INTERCAMBIOS DE CALOR CON SERVICIOS AUXILIARES

---

Tal y como explicamos en el **apartado 2.4** del **capítulo 2** del presente estudio, la fracción destilable del producto de cabeza de la torre de destilación de la unidad de *Craqueo Térmico*, está condicionada por la temperatura y presión en la cabeza de la torre. La temperatura de la cabeza de la torre se controla mediante el *reflujo de producto* de cabeza de nuevo a la torre, manteniendo una temperatura de salida de gases por la cabeza entre 135 y 145 °C. Para obtener esta corriente de reflujo, el producto de cabeza pasa por 8 paquetes de aerorrefrigerantes en serie, que enfrían estos gases hasta unos 45 °C y provocan la condensación de *gasolina*, que irán a parar a un botellón decantador, que separa los gases de la gasolina decantada. El aire que pasa por estos paquetes de aerorrefrigerantes refrigera el producto de cabeza de la torre y adquiere más temperatura a la entrada del producto a estos aerorrefrigerantes, ya que es donde el producto que entra tiene mayor temperatura. Así que, tal y como vemos en el perfil de temperaturas de este equipo, en la **figura 8.2.1**, las temperaturas media de entrada y salida de aire son de 35 y 40 °C.

La razón de la elección de paquetes de aerorrefrigerantes para enfriar el producto de cabeza, en vez de un intercambiador de calor, radica en que no siempre es necesario extraer el mismo calor de la corriente de cabeza de la torre. Así, cuando el tiempo es caluroso, será necesario tener todos o casi todos los paquetes de aerorrefrigerantes en servicio, mientras que hay veces que no es necesario tenerlos todos en servicio.

Este equipo de refrigeración lo mantendremos en el *Análisis Pinch* de este proceso, ya que la temperatura y caudal de la corriente de cabeza no son tan altos como para aprovecharla para calentar otra corriente del proceso.

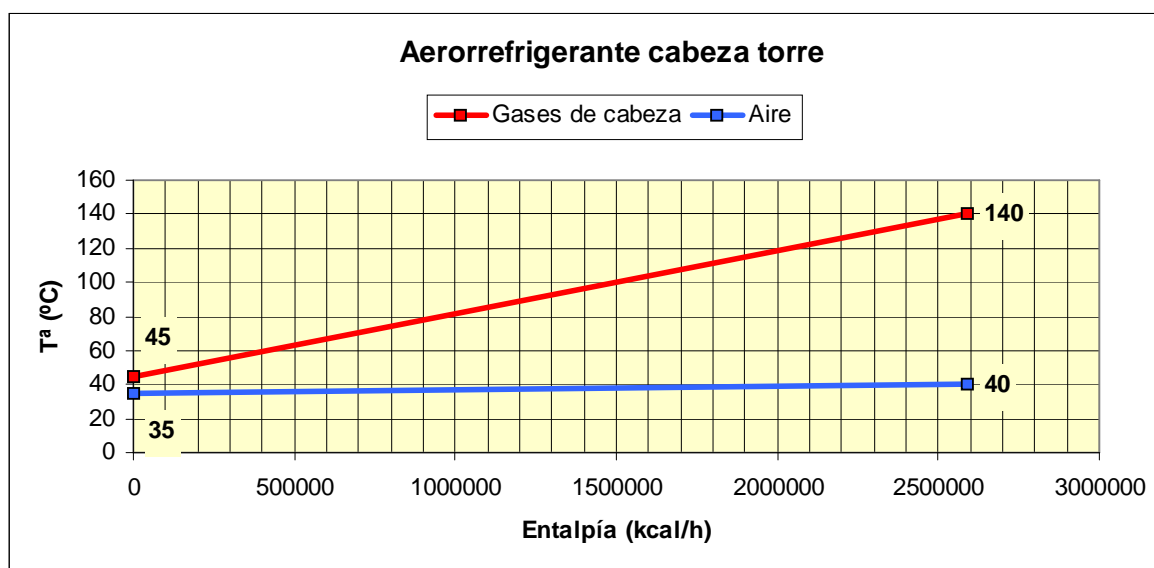


Figura 8.2.1. Perfil de temperaturas del aerorrefrigerante de la cabeza de la torre.

El resto de equipos refrigeradores los tenemos ya en la corriente de fondo de la torre de destilación. Como explicamos en el **capítulo 2**, y luego recordamos en el **capítulo 4**, la corriente de fondo se utiliza como corriente de calefacción en una red de precalentamiento de la corriente de carga, con lo que, a su vez, enfriamos también esta corriente de fondo con el fin de enviarla a tanque.

Así que, según la **figura 2.3** del **capítulo 2**, esta corriente de fondo en su totalidad intercambiaba calor con la de carga en contracorriente, hasta que después del segundo intercambiador de esta red, se dividía en dos corrientes: una de ellas seguía en la red de intercambiadores y la otra se salía a 311 °C, para posteriormente ser enfriada hasta 225 °C y utilizada con *quench* de enfriamiento a la entrada del producto a la torre de destilación, con el fin de parar la reacción de *cracking térmico* que se inició con las altas temperaturas de este producto alcanzadas en el horno de proceso.

Para enfriar esta corriente de *quench*, la hacemos pasar por un intercambiador de calor con agua de refrigeración, cuyo perfil de temperaturas vemos en la **figura 8.2.2**.



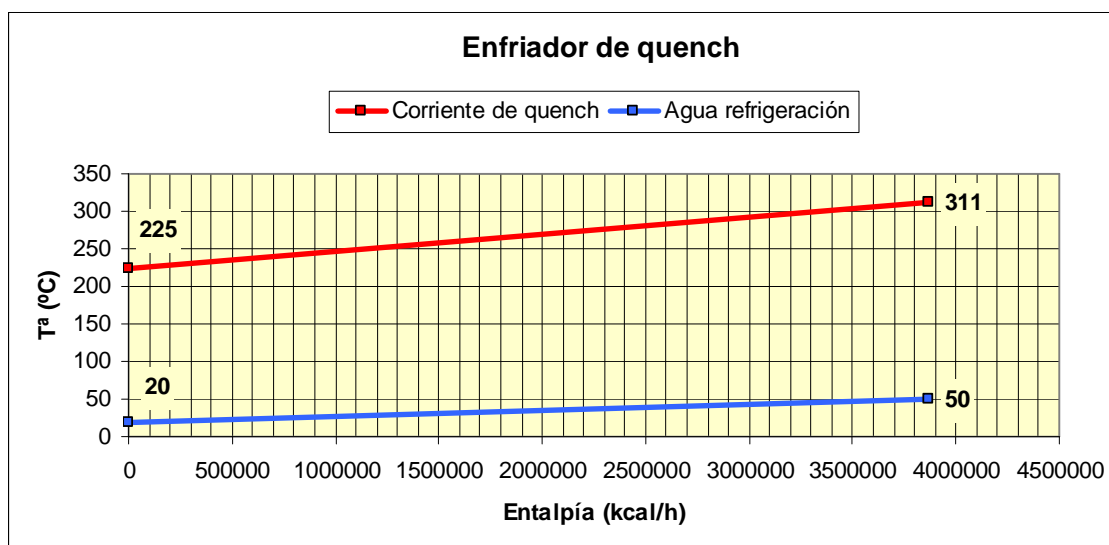


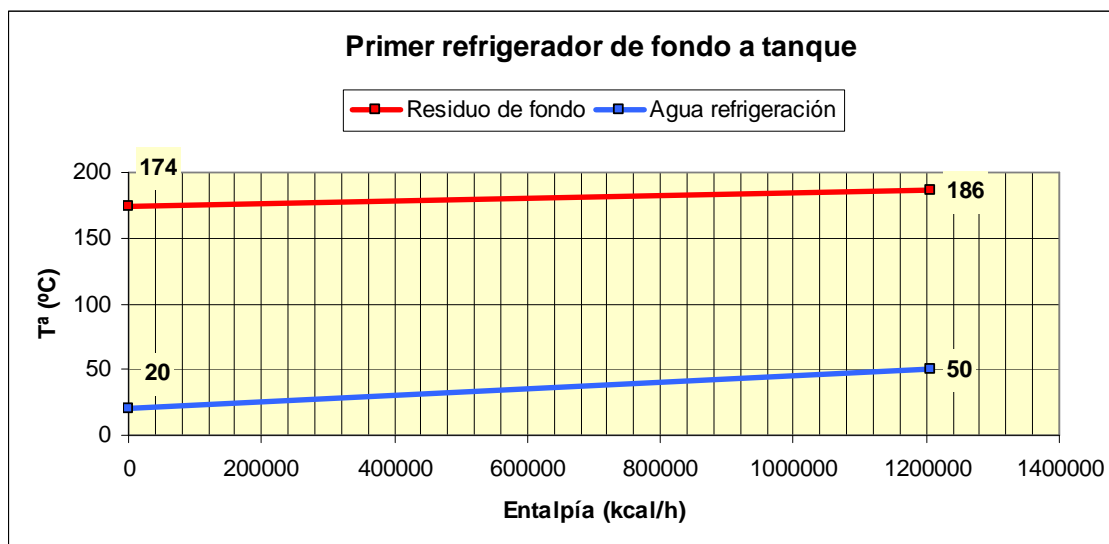
Figura 8.2.2. Perfil de temperaturas del enfriador de quench.

Como antes hemos dicho, la corriente de fondo se dividía en dos en la red de intercambiadores antes mencionada. La corriente de menor caudal pasa por el intercambiador cuyo perfil de temperaturas es el que hemos visto en la **figura 8.2.2**, y la corriente de mayor caudal continúa su progresión en la red de intercambiadores que precalienta la carga antes de entrar ésta al horno de proceso.

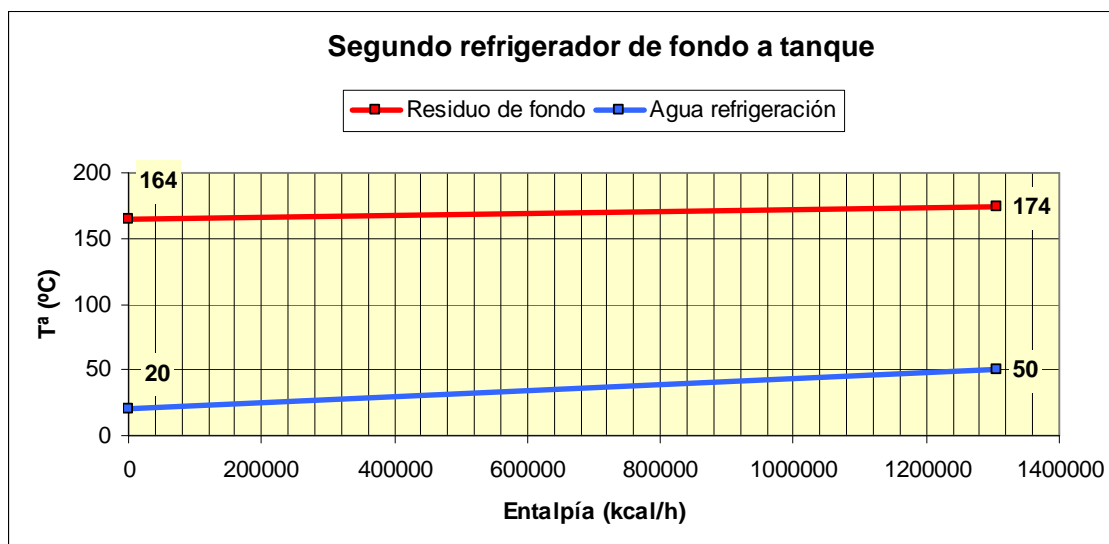
La corriente de fondo sale de la red de intercambiadores a una temperatura de 186 °C, sin posibilidad de ser refrigerado más con corrientes frías del propio proceso. Por ello, a partir de este momento, esta corriente de fondo (llamada ya residuo de fondo tras la división anterior) se hace pasar por una serie de equipos de refrigeración, con el fin de que este residuo de fondo alcance como mínimo los 95 °C y poder almacenarse en tanque.

Estos equipos de refrigeración están dispuestos por 4 intercambiadores de calor, que utilizan agua de refrigeración, y 4 paquetes de aerorrefrigerantes, que como antes hemos explicado con la corriente de cabeza, utiliza aire para refrigerar el producto que pasa por ellos, y cuya razón radica en que no siempre es necesario extraer el mismo calor del residuo de fondo.

En las figuras siguientes (desde la **figura 8.2.3** a la **figura 8.2.7**) mostramos en orden de lugar los perfiles de temperaturas de cada uno de los equipos de refrigeración de la corriente de residuo de fondo.



**Figura 8.2.3.** Perfil de temperaturas del primer intercambiador enfriador de fondo a tanque.



**Figura 8.2.4.** Perfil de temperaturas del segundo intercambiador enfriador de fondo a tanque.

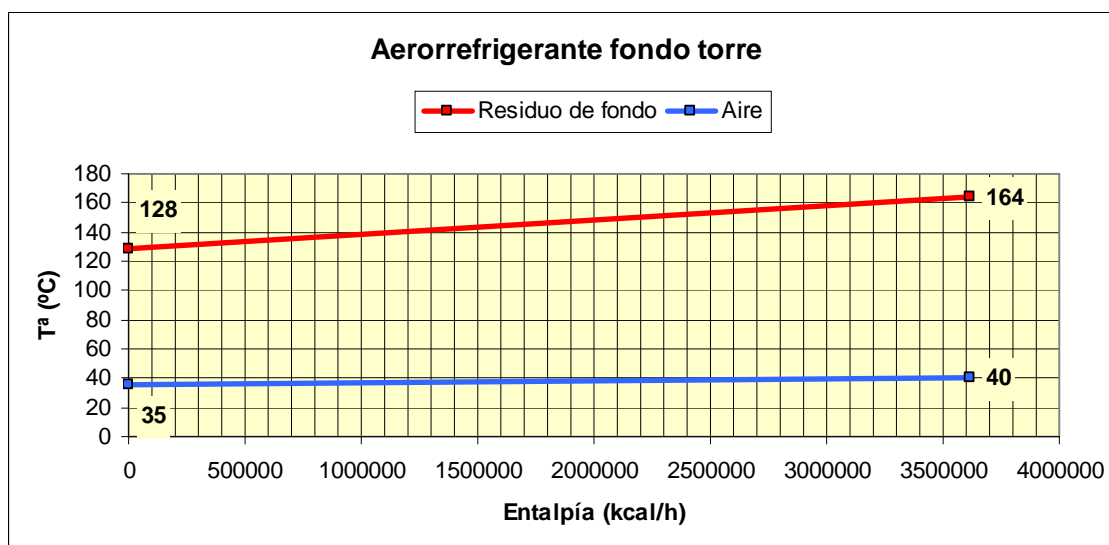


Figura 8.2.5. Perfil de temperaturas del aerorrefrigerante de la corriente de residuo a tanque.

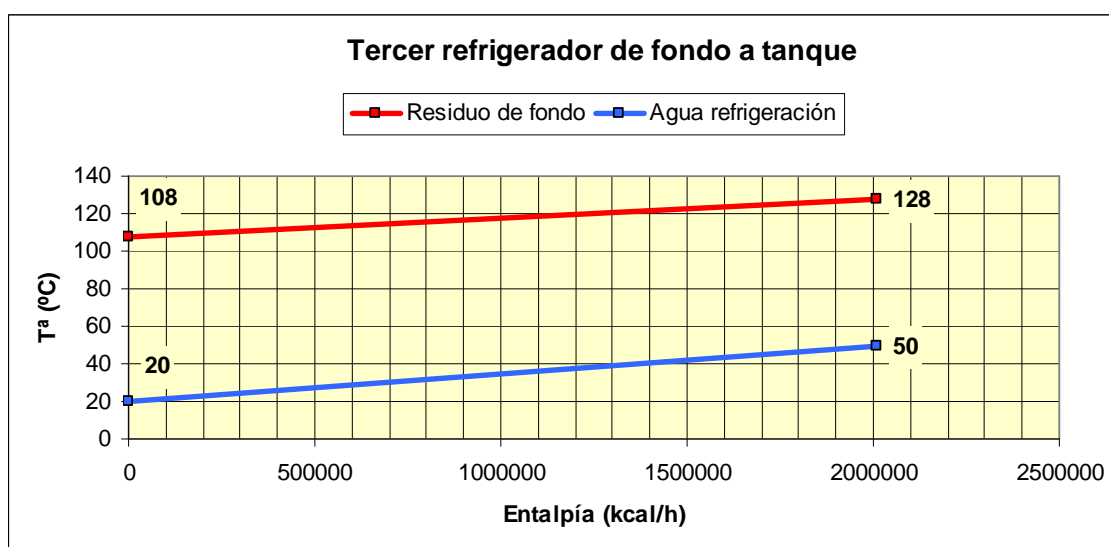


Figura 8.2.6. Perfil de temperaturas del tercer intercambiador enfriador de fondo a tanque.

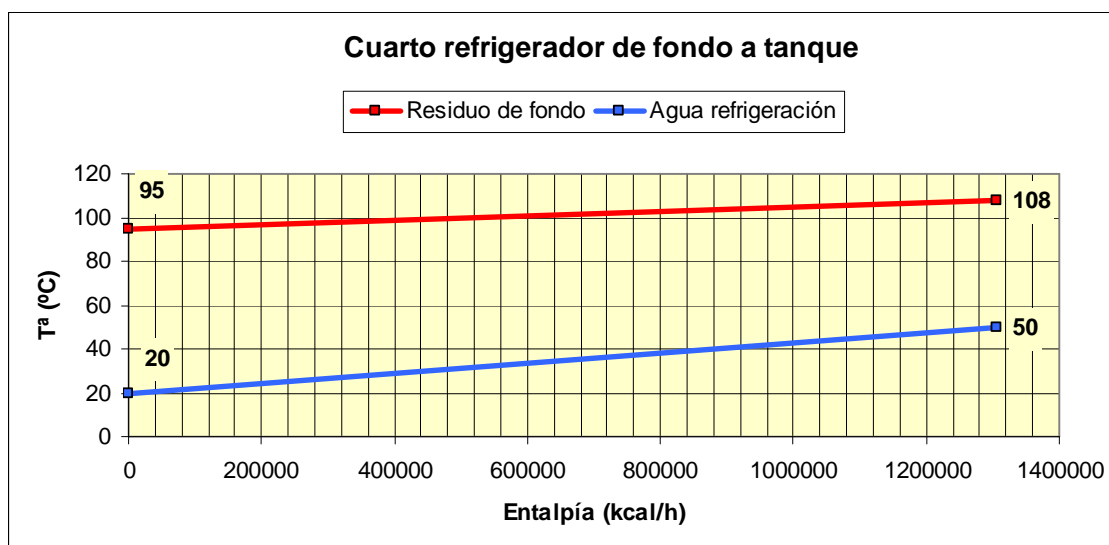
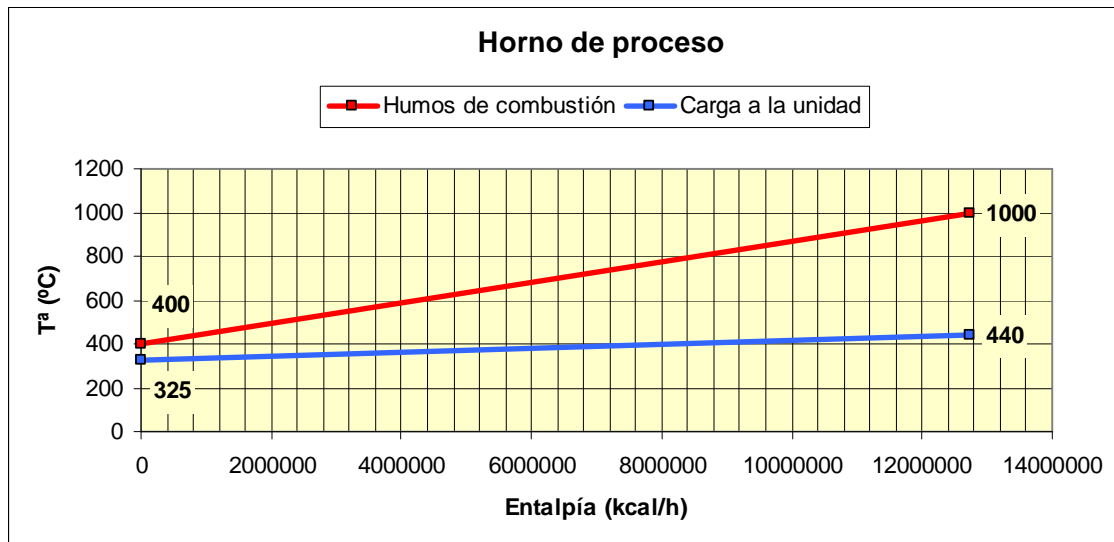


Figura 8.2.7. Perfil de temperaturas del cuarto intercambiador enfriador de fondo a tanque.

Hasta ahora hemos visto los perfiles de temperatura de todos los equipos de refrigeración de nuestro proceso que utilizan una corriente de *utility* en el intercambio de calor. Así que, hemos llevado la corriente de cabeza de la torre hasta la temperatura de 43 °C, para ser utilizada como reflujo en la torre, la corriente de *quench* hasta 225 °C para parar el *cracking térmico*, y la corriente de residuo de fondo hasta 95 °C, para ser almacenada en tanque.

A continuación veremos el perfil de temperatura que alcanza la corriente de carga al ser calentada en el horno de proceso gracias a los humos de combustión que se producen al quemar fuel oil combustible. Tal y como vemos en la **figura 8.2.8**, la corriente de carga sale del tren de precalentamiento a 325 °C, y es calentada hasta 440 °C por el intercambio de calor que se produce entre esta corriente con los humos de combustión producidos en el horno, que pasan, en la zona de radiación de 1000 °C a 400 °C, y que tal y como veremos más adelante en el **capítulo 5** de este estudio, este humo se aprovechará para producir vapor en la zona de convección del horno, antes de ser enviado a chimenea y de ahí emitido a la atmósfera.



**Figura 8.2.8. Perfil de temperaturas del horno de proceso.**

En este capítulo anexo al presente estudio hemos visto los perfiles de temperatura actuales de los equipos de refrigeración y calefacción utilizados en nuestro proceso como servicios auxiliares. El objetivo de este estudio es disminuir el consumo de estos servicios auxiliares, para lo que tendremos que aumentar el intercambio de calor entre corrientes del propio proceso, es decir, aumentar la temperatura de salida de la corriente de carga de la red de precalentamiento y disminuir la temperatura de salida del residuo de fondo y *quench* de esta red, cuyos perfiles de temperatura tras el *Análisis Pinch* veremos más adelante en uno de los apartados de este capítulo de *Anexos*.

---

### 8.3. PERFIL DE TEMPERATURAS ACTUALES DE INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO

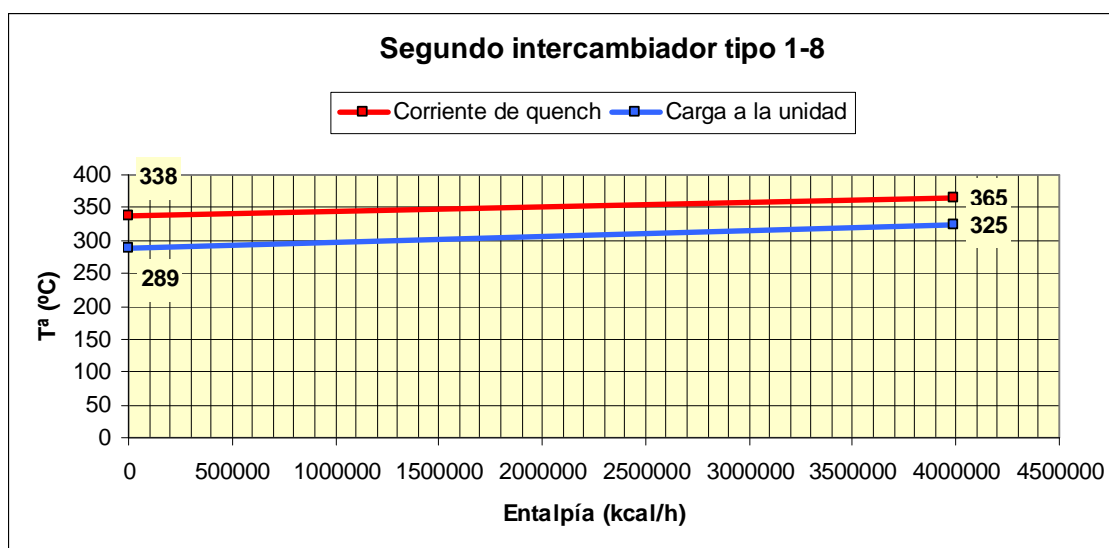
---

En la **figura 2.3** del **capítulo 2** veíamos la disposición de los intercambiadores en el tren de precalentamiento de la corriente de carga, calentada a expensas de la corriente de fondo de la torre de destilación del proceso de *Craqueo Térmico*. Este tren de precalentamiento consta de 7 intercambiadores de calor. Según la **figura 2.3**, leyendo de derecha a izquierda esta figura, en los dos primeros intercambiadores se transfiere calor entre la carga y el fondo de la torre, saliendo la corriente de carga a 325 °C (porque ya ha pasado por los restantes intercambiadores), dirección al horno de proceso, mientras que la corriente de fondo se enfría hasta 311 °C, pasando por dos intercambiadores en serie, de carcasa y tubos, con un paso por carcasa y 8 por tubos (tipo 1-8). En las **figuras 8.3.1 y 8.3.2** vemos los perfiles de temperatura de estos dos intercambiadores.

---

*NOTA:* Vamos a ver la red de intercambiadores de calor de derecha a izquierda (según la **figura 2.3** del **capítulo 2**) porque se explica así con mayor facilidad, pero el orden de intercambiadores del mismo tipo se hará de izquierda a derecha, siguiendo el orden que sigue la corriente de carga en la red de precalentamiento, debido a que en los intercambiadores tipo 1-6 en el lado tubos (fondo) se encuentran en paralelo, mientras que en el lado carcasa (carga) siguen en serie.

La corriente de fondo entra al segundo intercambiador de calor tipo 1-8 a 365 °C (temperatura de salida del fondo de la torre) y sale a 338 °C, tal como vemos en la **figura 8.3.1**. En cambio, la corriente de carga llega a este intercambiador (que es su último) a 289 °C, saliendo a 325 °C, dirección al horno de proceso. En el primer intercambiador tipo 1-8 (**figura 8.3.2**), la carga entra a 253 °C y sale a la temperatura que entra al segundo (289 °C), mientras que la corriente de fondo entra a 338 °C y sale a 311 °C, punto en donde se desvía una corriente de *quench*, que va dirección a un enfriador, que la llevará a 225 °C.



**Figura 8.3.1. Segundo intercambiador tipo 1-8 (de izquierda a derecha).**

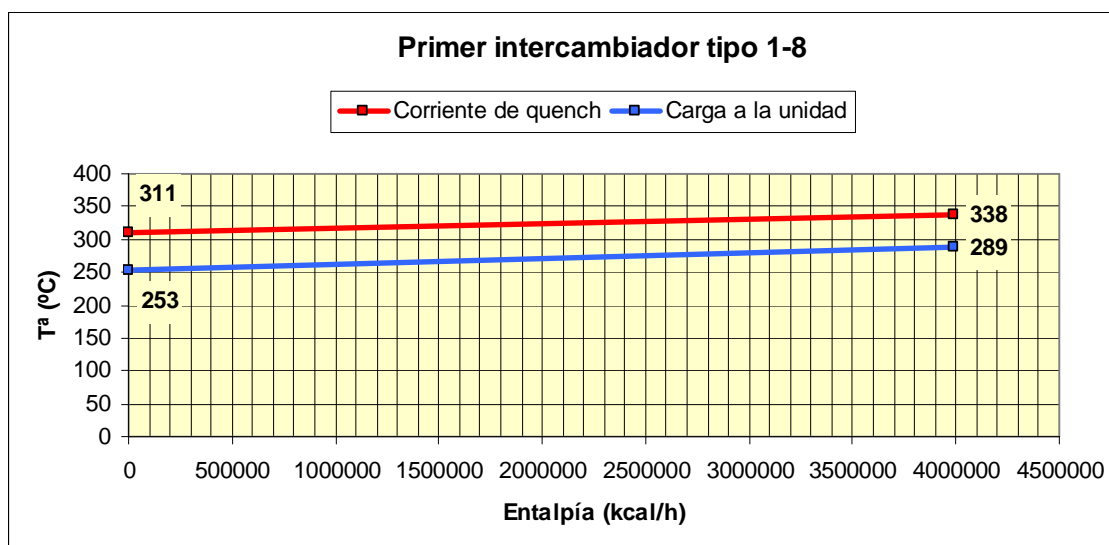


Figura 8.3.2. Primer intercambiador tipo 1-8 (de izquierda a derecha).

Una vez desviada la corriente de *quench*, el resto continúa por la red de intercambiadores, dividiéndose a su vez en dos corrientes de igual caudal y pasando en paralelo por dos intercambiadores tipo 1-6, para intercambiar calor con la corriente de carga, que circula por carcasa en serie por estos intercambiadores que están en paralelo por el lado tubos. En las **figuras 8.3.3 y 8.3.4** vemos los perfiles de temperatura de estos dos intercambiadores, de izquierda a derecha (orden de entrada de la corriente de carga).

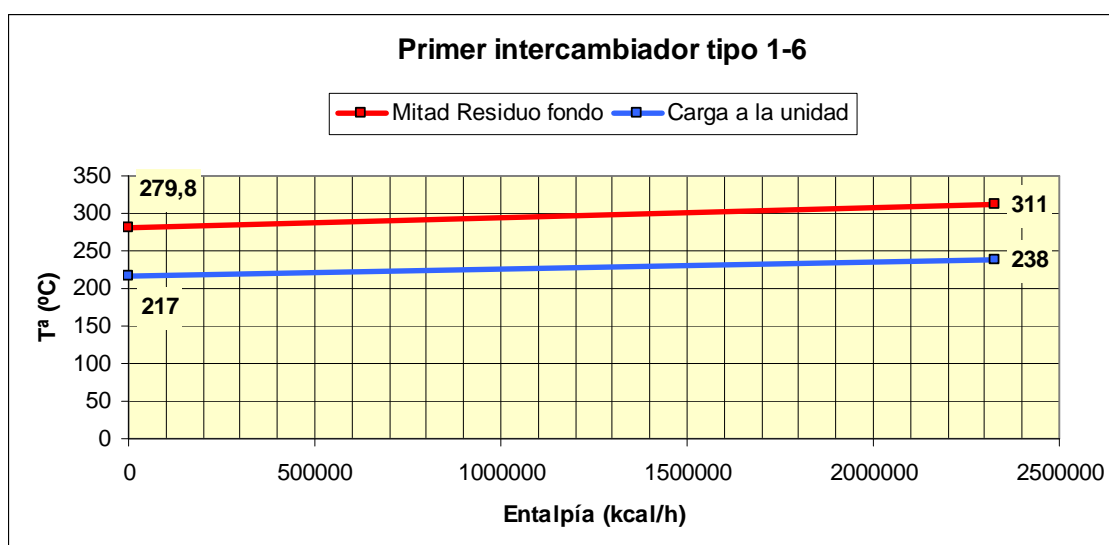


Figura 8.3.3. Primer intercambiador tipo 1-6 (de izquierda a derecha).



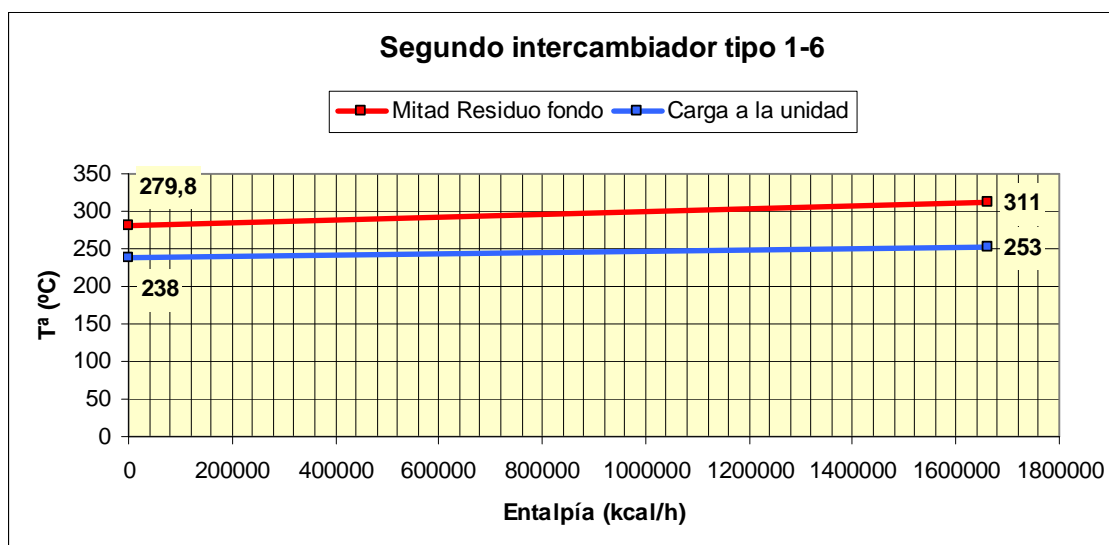


Figura 8.3.4. Segundo intercambiador tipo 1-6 (de izquierda a derecha).

Como podemos ver en las **figuras 8.3.3 y 8.3.4**, la corriente de fondo tiene en ambas el mismo perfil de temperaturas, ya que entra en paralelo a estos intercambiadores. En cambio, la corriente de carga va calentándose más al paso de los dos intercambiadores, ya que entra en serie, pasando en el primero de 217 a 238 °C, y en el segundo de 238 a 253 °C.

La razón de la división de la corriente de fondo a la entrada de estos intercambiadores radica en lo explicado en el **apartado 3.9 del capítulo 3** del presente estudio, donde decíamos que para cumplir los principios de diseño del *Análisis Pinch* a veces era necesario aplicar *división de corrientes*. En el **capítulo 6** se explica la razón de esta división de la corriente de fondo.

Las corrientes de fondo divididas, a la salida de estos intercambiadores en paralelo, vuelven a unirse para entrar en los 3 últimos intercambiadores de calor de la red (por tubos), que son del tipo 1-4. En las **figuras 8.3.5, 8.3.6 y 8.3.7** vemos los perfiles de temperatura de estos intercambiadores, de derecha a izquierda. En la **figura 8.3.7** podemos ver el primer intercambiador de calor de la red donde entra la carga en contracorriente con el fondo de la torre, donde se observa la temperatura de entrada de la carga a la red (132 °C) y la salida de la corriente de fondo (o residuo de fondo) de la

red a 186 °C, que deberá ser enfriado aún más hasta 95 °C, para ser almacenado en tanques.

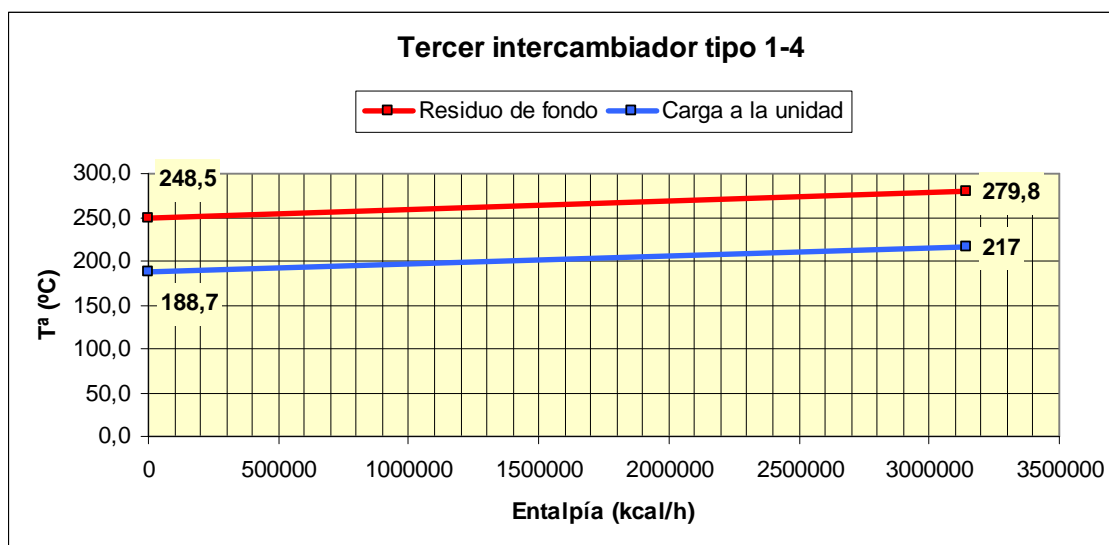


Figura 8.3.5. Tercer intercambiador tipo 1-4 (de izquierda a derecha).

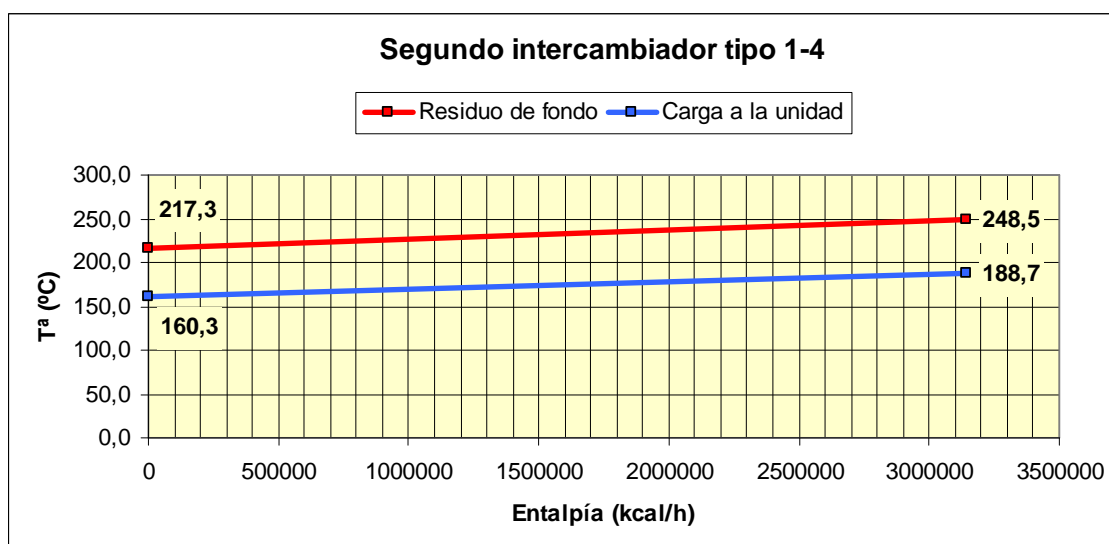
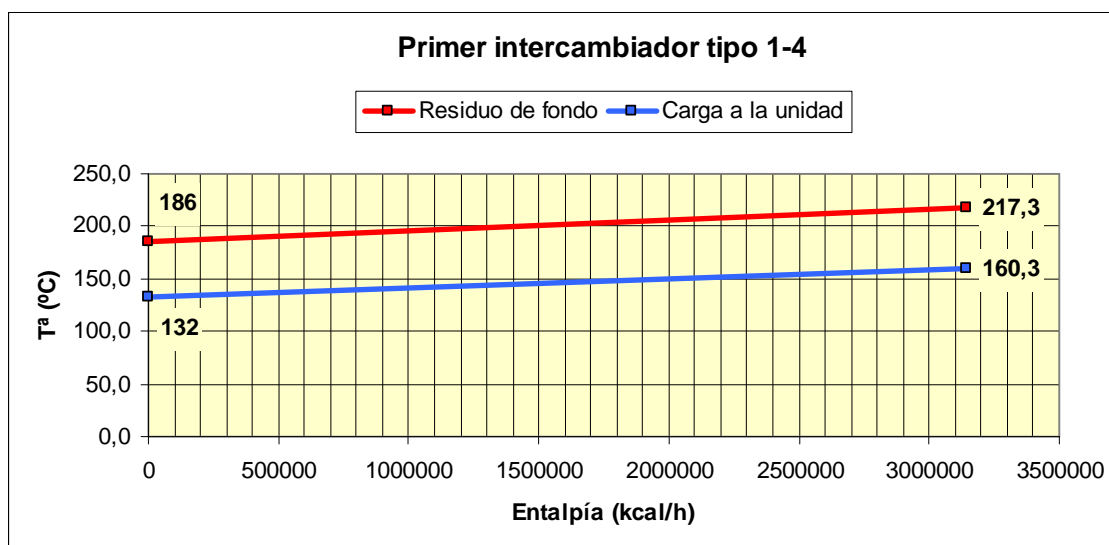


Figura 8.3.6. Segundo intercambiador tipo 1-4 (de izquierda a derecha).



**Figura 8.3.7. Primer intercambiador tipo 1-4 (de izquierda a derecha).**

## 8.4. RESULTADOS DEL ANÁLISIS PINCH PARA EL CASO 1

$\Delta T_{\min}$ (°C)	$Q_H$ (Mcal/h)	$Q_C$ (Mcal/h)	$A_{1-2}$ (m <sup>2</sup> )	N	Costes Variables (€)	Costes Fijos (€)	Costes Totales (€)
1	8.421,75	9.405,52	12.279,77	16	880.856,95	8.861.343,69	9.742.200,64
2	8.532,56	9.516,34	10.409,30	14	892.286,95	7.499.468,72	8.391.755,67
3	8.643,37	9.627,15	9.250,06	13	903.716,95	6.661.501,20	7.565.218,15
4	8.754,19	9.737,96	8.585,41	12	915.146,95	6.173.800,92	7.088.947,87
5	8.865,00	9.848,77	7.727,87	12	926.576,95	5.569.366,78	6.495.943,73
6	8.975,81	9.959,59	7.468,95	11	938.006,96	5.368.823,08	6.306.830,03
7	9.086,62	10.070,40	6.893,44	11	949.436,96	4.963.904,95	5.913.341,90
8	9.197,44	10.181,21	6.438,28	11	960.866,96	4.644.131,02	5.604.997,98
9	9.308,25	10.292,02	6.400,09	10	972.296,96	4.599.566,75	5.571.863,71
10	9.419,06	10.402,84	6.021,83	10	983.726,96	4.334.031,54	5.317.758,50
11	9.529,87	10.513,65	5.703,80	10	995.156,96	4.111.056,06	5.106.213,02
12	9.640,69	10.624,46	5.430,59	10	1.006.586,97	3.919.733,22	4.926.320,18
13	9.751,5	10.735,27	5.532,47	9	1.018.016,97	3.973.986,13	4.992.003,10
14	9.862,31	10.846,09	5.270,14	9	1.029.446,97	3.790.183,46	4.819.630,43
15	9.973,12	10.956,90	5.041,08	9	1.040.876,97	3.629.873,92	4.670.750,89
16	10.083,94	11.067,71	4.838,38	9	1.052.306,97	3.488.158,05	4.540.465,02
17	10.194,75	11.178,52	4.657,03	9	1.063.736,97	3.361.500,16	4.425.237,13
18	10.305,56	11.289,34	4.493,33	9	1.075.166,98	3.247.268,65	4.322.435,62

Tabla 8.4. Resultados del *Análisis Pinch* para el caso 1.

$\Delta T_{\min}$ (°C)	$Q_H$ (Mcal/h)	$Q_C$ (Mcal/h)	$A_{1-2}$ (m <sup>2</sup> )	N	Costes Variables (€)	Costes Fijos (€)	Costes Totales (€)
19	10.416,38	11.400,15	4.706,49	8	1.086.596,98	3.379.897,24	4.466.494,22
20	10.527,19	11.510,96	4.526,41	8	1.098.026,98	3.253.932,80	4.351.959,78
21	10.638,00	11.621,77	4.364,79	8	1.109.456,98	3.140.989,41	4.250.446,39
22	10.748,81	11.732,59	4.218,47	8	1.120.886,98	3.038.831,10	4.159.718,08
23	10.859,63	11.843,40	4.085,04	8	1.132.316,98	2.945.744,45	4.078.061,43
24	10.970,44	11.954,21	3.962,58	8	1.143.746,98	2.860.388,39	4.004.135,38
25	11.081,25	12.065,02	3.849,59	8	1.155.176,99	2.781.694,15	3.936.871,13
26	11.192,06	12.175,84	3.744,85	8	1.166.606,99	2.708.796,62	3.875.403,61
27	11.302,88	12.286,65	3.647,35	8	1.178.036,99	2.640.986,06	3.819.023,05
28	11.413,69	12.397,46	3.556,26	8	1.189.466,99	2.577.673,17	3.767.140,16
29	11.524,50	12.508,27	3.470,87	8	1.200.896,99	2.518.363,49	3.719.260,48
30	11.635,31	12.619,09	3.390,60	8	1.212.326,99	2.462.638,25	3.674.965,24
31	11.746,13	12.729,90	3.314,93	8	1.223.757,00	2.410.139,75	3.633.896,74
32	11.856,94	12.840,71	3.543,34	7	1.235.187,00	2.552.948,49	3.788.135,48
33	11.967,75	12.951,52	3.450,81	7	1.246.617,00	2.488.431,77	3.735.048,76
34	12.078,56	13.062,34	3.035,57	7	1.258.047,00	2.181.582,18	3.439.629,18
35	12.189,38	13.173,15	2.987,88	7	1.269.477,00	2.147.460,68	3.416.937,68
36	12.300,19	13.283,96	2.942,47	7	1.280.907,00	2.114.947,34	3.395.854,34
37	12.411,00	13.394,77	2.899,14	7	1.292.337,00	2.083.913,62	3.376.250,62
38	12.521,81	13.505,59	2.857,74	7	1.303.767,01	2.054.245,44	3.358.012,45
39	12.632,63	13.616,40	2.818,11	7	1.315.197,01	2.025.841,12	3.341.038,13
40	12.743,44	13.727,21	2.780,15	7	1.326.627,01	1.998.609,64	3.325.236,65
41	12.854,25	13.838,02	2.743,72	7	1.338.057,01	1.972.469,22	3.310.526,23
42	12.965,06	13.948,84	2.708,72	7	1.349.487,01	1.947.346,15	3.296.833,16

Tabla 8.4 (cont.). Resultados del *Análisis Pinch* para el caso 1.

$\Delta T_{\min}$ (°C)	$Q_H$ (Mcal/h)	$Q_C$ (Mcal/h)	$A_{1-2}$ (m <sup>2</sup> )	N	Costes Variables (€)	Costes Fijos (€)	Costes Totales (€)
43	13.075,88	14.059,65	2.675,07	7	1.360.917,01	1.923.173,75	3.284.090,76
44	13.186,69	14.170,46	2.918,86	6	1.372.347,02	2.075.473,57	3.447.820,59
45	13.297,50	14.281,27	2.869,23	6	1.383.777,02	2.039.982,34	3.423.759,36
46	13.408,31	14.392,09	2.822,38	6	1.395.207,02	2.006.464,14	3.401.671,16
47	13.519,13	14.502,90	2.778,05	6	1.406.637,02	1.974.729,27	3.381.366,29
48	13.629,94	14.613,71	2.736,00	6	1.418.067,02	1.944.613,78	3.362.680,81
49	13.740,75	14.724,52	2.696,04	6	1.429.497,02	1.915.975,03	3.345.472,06
50	13.851,56	14.835,34	2.657,98	6	1.440.927,03	1.888.688,16	3.329.615,19
51	13.962,38	14.946,15	2.621,68	6	1.452.357,03	1.862.643,27	3.315.000,29
52	14.073,19	15.056,96	2.586,98	6	1.463.787,03	1.837.743,12	3.301.530,15
53	14.184,00	15.167,77	2.553,78	6	1.475.217,03	1.813.901,31	3.289.118,34
54	14.294,81	15.278,59	2.521,97	6	1.486.647,03	1.791.040,69	3.277.687,72
55	14.405,63	15.389,40	2.491,44	6	1.498.077,03	1.769.092,09	3.267.169,13
56	14.516,44	15.500,21	2.462,10	6	1.509.507,03	1.747.993,32	3.257.500,35
57	14.627,25	15.611,02	2.433,89	6	1.520.937,04	1.727.688,18	3.248.625,22
58	14.738,06	15.721,84	2.406,72	6	1.532.367,04	1.708.125,81	3.240.492,84
59	14.848,88	15.832,65	2.380,54	6	1.543.797,04	1.689.259,96	3.233.057,00
60	14.959,69	15.943,46	2.355,27	6	1.555.227,04	1.671.048,51	3.226.275,55

Tabla 8.4 (cont.). Resultados del *Análisis Pinch* para el caso 1.

## 8.5. RESULTADOS DEL ANÁLISIS PINCH PARA EL CASO 2

$\Delta T_{\min}$ (°C)	$Q_H$ (Mcal/h)	$Q_C$ (Mcal/h)	$A_{1-2}$ (m <sup>2</sup> )	N	Costes Variables (€)	Costes Fijos (€)	Costes Totales (€)
1	8.421,75	4.488,57	20.863,74	24	819.996,58	13.415.921,07	14.235.917,65
2	8.532,56	4.599,39	17.716,57	22	831.426,59	11.290.843,56	12.122.270,14
3	8.643,38	4.710,20	15.979,55	20	842.856,59	10.130.461,55	10.973.318,14
4	8.754,19	4.821,01	14.863,40	18	854.286,59	9.380.272,21	10.234.558,80
5	8.865,00	4.931,82	13.609,43	17	865.716,59	8.615.904,62	9.481.621,21
6	8.975,81	5.042,64	12.726,90	16	877.146,59	8.016.493,93	8.893.640,53
7	9.086,63	5.153,45	11.585,10	16	888.576,59	7.317.880,99	8.206.457,58
8	9.197,44	5.264,26	11.421,09	14	900.006,59	7.180.874,46	8.080.881,06
9	9.308,25	5.375,07	10.488,44	14	911.436,60	6.611.761,04	7.523.197,64
10	9.419,06	5.485,89	9.727,28	14	922.866,60	6.148.386,70	7.071.253,30
11	9.529,88	5.596,70	9.518,13	13	934.296,60	5.978.376,69	6.912.673,29
12	9.640,69	5.707,51	8.884,86	13	945.726,60	5.598.643,76	6.544.370,36
13	9.751,50	5.818,32	8.605,56	12	957.156,60	5.439.113,44	6.396.270,04
14	9.862,31	5.929,14	8.091,84	12	968.586,60	5.125.599,33	6.094.185,94
15	9.973,13	6.039,95	8.046,02	11	980.016,61	5.055.814,01	6.035.830,62
16	10.083,94	6.150,76	7.584,74	11	991.446,61	4.779.078,96	5.770.525,57
17	10.194,75	6.261,57	7.183,86	11	1.002.876,61	4.538.463,27	5.541.339,88
18	10.305,56	6.372,39	6.830,86	11	1.014.306,61	4.326.500,50	5.340.807,11

Tabla 8.5. Resultados del *Análisis Pinch* para el caso 2.

## 8. Anexos

$\Delta T_{\min}$ (°C)	$Q_H$ (Mcal/h)	$Q_C$ (Mcal/h)	$A_{1-2}$ (m <sup>2</sup> )	N	Costes Variables (€)	Costes Fijos (€)	Costes Totales (€)
19	10.416,38	6.483,20	6.516,66	11	1.025.736,61	4.137.787,06	5.163.523,67
20	10.527,19	6.594,01	6.234,51	11	1.037.166,61	3.968.288,36	5.005.454,97
21	10.638,00	6.704,82	6.320,19	10	1.048.596,62	3.983.862,83	5.032.459,45
22	10.748,81	6.815,64	6.036,49	10	1.060.026,62	3.815.752,06	4.875.778,67
23	10.859,63	6.926,45	6.011,23	9	1.071.456,62	3.806.987,15	4.878.443,77
24	10.970,44	7.037,26	5.753,30	9	1.082.886,62	3.650.464,12	4.733.350,74
25	11.081,25	7.148,07	5.521,03	9	1.094.316,62	3.509.616,55	4.603.933,17
26	11.192,06	7.258,89	5.310,31	9	1.105.746,62	3.381.912,03	4.487.658,65
27	11.302,88	7.369,70	5.117,91	9	1.117.176,62	3.265.376,51	4.382.553,13
28	11.413,69	7.480,51	4.941,28	9	1.128.606,63	3.158.441,68	4.287.048,30
29	11.524,50	7.591,32	5.101,26	8	1.140.036,63	3.218.787,47	4.358.824,10
30	11.635,31	7.702,14	4.908,15	8	1.151.466,63	3.104.087,18	4.255.553,81
31	11.746,13	7.812,95	4.732,76	8	1.162.896,63	2.999.773,66	4.162.670,29
32	11.856,94	7.923,76	4.572,39	8	1.174.326,63	2.904.288,18	4.078.614,82
33	11.967,75	8.034,57	4.424,93	8	1.185.756,63	2.816.398,09	4.002.154,73
34	12.078,56	8.145,39	4.288,67	8	1.197.186,64	2.735.111,01	3.932.297,64
35	12.189,38	8.256,20	4.162,21	8	1.208.616,64	2.659.615,71	3.868.232,35
36	12.300,19	8.367,01	4.044,41	8	1.220.046,64	2.589.240,31	3.809.286,94
37	12.411,00	8.477,82	3.934,31	8	1.231.476,64	2.523.421,89	3.754.898,53
38	12.521,81	8.588,64	3.831,09	8	1.242.906,64	2.461.684,08	3.704.590,72
39	12.632,63	8.699,45	3.734,07	8	1.254.336,64	2.403.620,12	3.657.956,76
40	12.743,44	8.810,26	3.642,64	8	1.265.766,64	2.348.879,89	3.614.646,54
41	12.854,25	8.921,07	4.070,76	7	1.277.196,65	2.641.592,80	3.918.789,45
42	12.965,06	9.031,89	3.926,67	7	1.288.626,65	2.548.424,21	3.837.050,86

**Tabla 8.5 (cont.). Resultados del *Análisis Pinch* para el caso 2.**



$\Delta T_{\min}$ (°C)	$Q_H$ (Mcal/h)	$Q_C$ (Mcal/h)	$A_{1-2}$ (m <sup>2</sup> )	N	Costes Variables (€)	Costes Fijos (€)	Costes Totales (€)
43	13.075,88	9.142,70	4.062,80	6	1.300.056,65	2.592.552,74	3.892.609,39
44	13.186,69	9.253,51	3.918,87	6	1.311.486,65	2.503.013,91	3.814.500,56
45	13.297,50	9.364,32	3.789,15	6	1.322.916,65	2.422.524,29	3.745.440,94
46	13.408,31	9.475,14	3.671,19	6	1.334.346,65	2.349.492,00	3.683.838,65
47	13.519,13	9.585,95	3.563,15	6	1.345.776,66	2.282.720,35	3.628.497,01
48	13.629,94	9.696,76	3.463,58	6	1.357.206,66	2.221.284,46	3.578.491,12
49	13.740,75	9.807,57	3.143,34	7	1.368.636,66	2.023.003,23	3.391.639,88
50	13.851,56	9.918,39	3.074,81	7	1.380.066,66	1.982.431,97	3.362.498,63
51	13.962,38	10.029,20	3.010,02	7	1.391.496,66	1.944.033,37	3.335.530,04
52	14.073,19	10.140,01	2.948,63	7	1.402.926,66	1.907.612,08	3.310.538,74
53	14.184,00	10.250,82	2.890,34	7	1.414.356,67	1.872.998,13	3.287.354,80
54	14.294,81	10.361,64	2.993,11	6	1.425.786,67	1.932.025,88	3.357.812,55
55	14.405,63	10.472,45	2.930,20	6	1.437.216,67	1.893.463,24	3.330.679,91
56	14.516,44	10.583,26	2.870,63	6	1.448.646,67	1.856.962,22	3.305.608,89
57	14.627,25	10.694,07	2.814,10	6	1.460.076,67	1.822.340,60	3.282.417,28
58	14.738,06	10.804,89	2.760,35	6	1.471.506,67	1.789.439,09	3.260.945,76
59	14.848,88	10.915,70	2.709,16	6	1.482.936,67	1.758.117,55	3.241.054,22
60	14.959,69	11.026,51	2.660,33	6	1.494.366,68	1.728.252,09	3.222.618,76

Tabla 8.5 (cont.). Resultados del *Análisis Pinch* para el caso 2.

---

## **8.6. LEGISLACIÓN ACTUAL EN MATERIA DE CONTENIDO DE AZUFRE EN COMBUSTIBLES**

---

**📄 Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, por el que se fijan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo, se regula el uso de determinados biocarburantes y el contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo.**

### Sumario:

- **CAPÍTULO I. ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE GASOLINAS, GASÓLEOS, FUELÓLEOS Y GASES LICUADOS DEL PETRÓLEO.**
  - Artículo 1. Objeto.
  - Artículo 2. Especificaciones técnicas de gasolinas.
  - Artículo 3. Especificaciones técnicas de gasóleos.
  - Artículo 4. Especificaciones técnicas de fuelóleos.
  - Artículo 5. Especificaciones técnicas de los gases licuados del petróleo (GLP).
  - Artículo 6. Cambios en el abastecimiento de combustibles.
  - Artículo 7. Muestreo y análisis.
- **CAPÍTULO II. BIOCARBURANTES.**
  - Artículo 8. Utilización de biocarburantes.
- **CAPÍTULO III. CONTENIDO DE AZUFRE DE LOS COMBUSTIBLES PARA USO MARÍTIMO.**
  - Artículo 9. Definiciones.
  - Artículo 10. Contenido máximo de azufre de los combustibles para uso marítimo utilizados en zonas de Control de Emisiones de SO<sub>x</sub> o

utilizados por buques de pasajeros en servicios regulares efectuados desde o hacia puertos comunitarios.

- Artículo 11. Contenido máximo de azufre de los combustibles para uso marítimo utilizados por los buques de navegación interior y los buques atracados en puertos comunitarios.

- DISPOSICIÓN ADICIONAL PRIMERA. Mezclas de biocarburantes con gasóleos.
- DISPOSICIÓN ADICIONAL SEGUNDA. Almacenamiento y distribución de mezclas de biocarburantes con combustibles fósiles.
- DISPOSICIÓN ADICIONAL TERCERA. Excepciones en cuanto a la limitación del contenido de azufre de determinados combustibles líquidos derivados del petróleo.
- DISPOSICIÓN DEROGATORIA ÚNICA. Derogación normativa.
- DISPOSICIÓN FINAL PRIMERA. Título competencial.
- DISPOSICIÓN FINAL SEGUNDA. Habilitación para el desarrollo reglamentario.
- DISPOSICIÓN FINAL TERCERA. Incorporación de derecho de la Unión Europea.
- DISPOSICIÓN FINAL CUARTA. Entrada en vigor.
- ANEXO I. ESPECIFICACIONES DE LAS GASOLINAS.
- ANEXO II. ESPECIFICACIONES DEL GASÓLEO DE AUTOMOCIÓN (CLASE A).

- ANEXO III. ESPECIFICACIONES DE LOS GASÓLEOS PARA USOS AGRÍCOLA Y MARÍTIMO (CLASE B) Y DE CALEFACCIÓN (CLASE C).
- ANEXO IV. ESPECIFICACIONES DE FUELÓLEOS.
- ANEXO V. ESPECIFICACIONES DEL PROPANO COMERCIAL.
- ANEXO VI. ESPECIFICACIONES DEL BUTANO COMERCIAL.
- ANEXO VII. ESPECIFICACIONES DEL GLP DE AUTOMOCIÓN.

Con el Real Decreto 1700/2003, de 15 de diciembre, por el que se fijan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo y el uso de biocarburantes, se puso fin a la situación de dispersión normativa anterior y a la vez se transpusieron la Directiva 2003/17/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 3 de marzo, por la que se modifica la Directiva 98/70/CE, relativa a la calidad de la gasolina y el gasóleo, y, por otra parte, la Directiva 2003/30/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 8 de mayo de 2003, relativa al fomento del uso de biocarburantes u otros combustibles renovables en el transporte.

La Directiva 2003/17/CE modifica la Directiva 98/70/CE, fijando el contenido de azufre máximo para gasolinas y gasóleo de automoción (clase A), a partir del 1 de enero de 2009 y para gasóleos destinados a ser utilizados en máquinas móviles no de carretera y tractores agrícolas y forestales, a partir del 1 de enero de 2008.

Por su parte, la Directiva 2003/30/CE establece que los Estados miembros deberán velar para que se comercialice en sus mercados una proporción mínima de biocarburantes y otros combustibles renovables, contemplando para ello, entre otros aspectos, una serie de medidas relativas al porcentaje de mezcla de los gasóleos y de las gasolinas con los biocarburantes y el establecimiento de objetivos indicativos nacionales.

Además de la indicada incorporación de Directivas comunitarias, el Real Decreto 1700/2003 supuso la recopilación en una sola norma de una normativa dispersa. Así, mediante dicho Real Decreto se refundieron, entre otras normas, el Real Decreto 1728/1999, de 12 de noviembre, que había establecido las especificaciones de las gasolinas sin plomo y del gasóleo de automoción (clase A), en concordancia con las de la Unión Europea; el Real Decreto 785/2001, de 6 de julio, por el que se adelantó la prohibición de comercialización de las gasolinas con plomo, de acuerdo igualmente con lo dispuesto en la Directiva 98/70/CE, y que estableció las especificaciones de las gasolinas que sustituyen a aquéllas; el Real Decreto 398/1996, de 1 de marzo, relativo a las especificaciones del gasóleo clase B (uso agrícola y pesquero) y del gasóleo clase C (de calefacción); el Real Decreto 1485/1987, de 4 de diciembre, en el que figuraban las especificaciones de los fuelóleos (Tipos 1, 2 y BIA), y la Orden de 14 de septiembre de 1982, modificada por Orden de 11 de diciembre de 1984, que fijaba las especificaciones de los gases licuados del petróleo (GLP's), propano comercial y butano comercial. Dicho Real Decreto 1700/2003, cuyo artículo 1 ya ha sido modificado en lo referente a la prohibición de comercialización de las gasolinas de sustitución por el Real Decreto 942/2005, debe ser ahora modificado para actualizar el contenido y plazo de algunas de las especificaciones que contiene.

Mediante este Real Decreto se procede a la actualización de las especificaciones de las gasolinas, gasóleos de automoción (clase A), gasóleos para uso agrícola y marítimo (clase B) y de calefacción (clase C), fuelóleos, propano, butano y gases licuados del petróleo (GLP) de automoción, así como a la regulación del uso de biocarburantes.

Para acomodar plenamente la normativa española al Derecho comunitario, este Real Decreto ha sido sometido al procedimiento de información en materia de normas y reglamentaciones técnicas y de reglamentos relativos a los servicios de la sociedad de la información, previsto en la Directiva 98/34/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 22 de junio, modificada por la Directiva 98/48/CE de 20 de julio, así como en el Real Decreto 1337/1999, de 31 de julio, que incorpora ambas Directivas al ordenamiento jurídico español.

Asimismo, de acuerdo con la disposición adicional undécima, apartado tercero, de la Ley 34/1998, de 7 de octubre, del Sector de Hidrocarburos, el Real Decreto ha sido sometido a informe preceptivo de la Comisión Nacional de Energía.

En su virtud, a propuesta del Ministro de Industria, Turismo y Comercio, de acuerdo con el Consejo de Estado y previa deliberación del Consejo de Ministros en su reunión del día 27 de enero de 2006, dispongo:

## **CAPÍTULO I: ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE GASOLINAS, GASÓLEOS, FUELÓLEOS Y GASES LICUADOS DEL PETRÓLEO.**

### **Artículo 1. Objeto.**

Constituye el objeto de este Real Decreto la determinación de las especificaciones de las gasolinas, gasóleos de automoción (clase A), gasóleos para uso agrícola y marítimo (clase B) y de calefacción (clase C), fuelóleos, propano, butano y gases licuados del petróleo (GLP) de automoción, así como la regulación del uso de determinados biocarburantes.

### **Artículo 2. Especificaciones técnicas de gasolinas.**

Las especificaciones técnicas para las gasolinas destinadas a ser utilizadas en vehículos equipados con un motor de encendido por chispa son las que figuran en el anexo I de este Real Decreto y asimismo las que a continuación se indican.

- a. A partir del 1 de enero de 2009, el contenido máximo de azufre en las gasolinas no podrá superar los 10 mg/kg (ppm). Hasta entonces deben estar disponibles para su comercialización en el mercado nacional gasolinas con un contenido máximo de azufre de 10 mg/kg, atendiendo a una distribución geográfica equilibrada.
- b. Se prohíbe la comercialización de gasolina con plomo en todo el territorio nacional, salvo la de las gasolinas con plomo para uso de vehículos antiguos

de tipo especial, hasta un máximo de 0,5 % de las ventas totales de gasolinas en el mercado nacional, y cuya distribución deberá llevarse a cabo a través de grupos de interés especial, debiendo cumplir estas gasolinas con plomo, en todo caso, las especificaciones vigentes.

- c. Las gasolinas de sustitución, utilizadas en los vehículos que hasta el año 2001 han venido consumiendo gasolinas con plomo, cumplirán, asimismo, las especificaciones establecidas en el mencionado anexo I de este Real Decreto, a excepción del Índice de Octano Research (RON), que debe ser igual o superior a 97 y del color, que debe ser amarillo.

Las gasolinas de sustitución, para poder ser comercializadas, deberán contener un aditivo específico que mejore las características antirecesión de las válvulas del motor y que permita obtener un carburante que cumpla las especificaciones establecidas y admitidas en la reglamentación de los otros Estados miembros de la Unión Europea, con un nivel de calidad equivalente para las mismas condiciones climáticas.

En el caso de utilización de un aditivo a base de potasio, el contenido en potasio debe ser superior o igual a 8 mg/kg e inferior a 20 mg/kg.

A partir del 1 de enero de 2009, se prohíbe la comercialización en todo el territorio nacional de estas gasolinas de sustitución.

### **Artículo 3. Especificaciones técnicas de gasóleos.**

**1. Gasóleos de automoción (clase A).** Las especificaciones técnicas para los gasóleos de automoción (clase A) destinados a ser utilizados en vehículos equipados con un motor diesel serán las que a continuación se indican:

- a. Las especificaciones de los gasóleos de automoción (clase A) son las que se recogen en el anexo II de este Real Decreto.
- b. A partir del 1 de enero de 2009, el contenido máximo de azufre en los gasóleos de automoción (clase A) no podrá superar los 10 mg/kg (ppm).

Hasta entonces deben estar disponibles para su comercialización en el mercado nacional, gasóleos de automoción con un contenido máximo de azufre de 10 mg/kg, atendiendo a una distribución geográfica equilibrada.

**2. Gasóleos para usos agrícola y marítimo (clase B).** Las especificaciones técnicas para los gasóleos de uso agrícola y marítimo (clase B) son las que se relacionan en el anexo III de este Real Decreto.

El contenido máximo de azufre del gasóleo clase B tanto para uso marítimo como el utilizado en máquinas móviles no de carretera y tractores agrícolas y forestales, a partir del 1 de enero de 2008, no superará el 0,10 % en masa.

**3. Gasóleos de calefacción (clase C).** Las especificaciones para los gasóleos de calefacción (clase C) son las que se relacionan en el anexo III de este Real Decreto.

A partir del 1 de enero de 2008, el contenido máximo de azufre del gasóleo de calefacción (clase C) no superará el 0,10 % en masa.

#### **Artículo 4. Especificaciones técnicas de fuelóleos.**

Las especificaciones técnicas para los fuelóleos, con exclusión del combustible para uso marítimo, son las que se relacionan en el anexo IV de este Real Decreto.

El contenido máximo de azufre no será aplicable al fuelóleo utilizado en:

- a. Grandes plantas de combustión contempladas en el Real Decreto 430/2004, de 12 de marzo.
- b. Otras plantas de combustión no incluidas en la letra a, cuando sus emisiones de SO<sub>2</sub> sean iguales o inferiores a 1.700 mg/Nm<sup>3</sup>, con un contenido de oxígeno en los gases de combustión del 3 % en volumen, en base seca.



- c. Refinerías de petróleo, cuando la media mensual de las emisiones de SO<sub>2</sub> entre todas las instalaciones de la refinería, excluidas las del apartado a, sean iguales o inferiores a 1.700 mg/Nm<sup>3</sup>.

**Artículo 5. Especificaciones técnicas de los gases licuados del petróleo (GLP).**

Las especificaciones técnicas de los gases licuados del petróleo: propano comercial, butano comercial y gases licuados del petróleo (GLP) para automoción son las que figuran, respectivamente, en los anexos V, VI y VII de este Real Decreto.

**Artículo 6. Cambios en el abastecimiento de combustibles.**

Si, como consecuencia de la existencia de acontecimientos excepcionales o de una modificación súbita del abastecimiento de petróleo crudo, derivados del petróleo u otros hidrocarburos, que motivaran la dificultad para respetar las especificaciones técnicas contempladas en este Real Decreto y demás disposiciones de aplicación, el Ministerio de Industria, Turismo y Comercio informará de ello a la Comisión Europea, quien, después de haber informado a los demás Estados miembros, podrá autorizar valores límite superiores en relación a uno o más componentes de los combustibles y carburantes, por un período no superior a seis meses.

**Artículo 7. Muestreo y análisis.**

Con el fin de dar cumplimiento a lo dispuesto en las Directivas 98/70/CE, 2003/17/CE, 1999/32/CE y 2005/33/CE, en lo que respecta al control del cumplimiento de las especificaciones y presentación a la Comisión Europea de informes anuales sobre la calidad de los productos petrolíferos contemplados en este real decreto, las comunidades autónomas adoptarán las medidas necesarias para controlar mediante muestreos las especificaciones técnicas de gasolinas, gasóleos, combustibles para uso marítimo y fuelóleos. Dichos muestreos deberán realizarse después de transcurridos seis meses a partir de la fecha en que sea exigible el límite máximo de dichas especificaciones para el combustible de que se trate, excepto en el caso de los combustibles para uso marítimo, para los que los muestreos empezarán a realizarse en la fecha en la que entre en vigor el límite máximo de contenido en azufre correspondiente.

Los muestreos se realizarán con la suficiente frecuencia garantizando, en todo caso, que las muestras sean representativas del combustible examinado.

Antes del 30 de abril de cada año, las comunidades autónomas deberán comunicar a la Dirección General de Política Energética y Minas, del Ministerio de Industria, Turismo y Comercio, los resultados de los muestreos realizados.

Dichos resultados deberán ajustarse, en lo referente a las gasolinas y al gasóleo de automoción (clase A), al formato establecido al efecto mediante Decisión de la Comisión, de 18 de febrero de 2002, recogido en los anexos VIII y IX del presente Real Decreto.

En lo referente a los gasóleos clase B, para uso marítimo, combustibles para uso marítimo y gasóleo clase C, de calefacción, así como a los fuelóleos, los datos que se requieren deberán indicar el contenido de azufre de los citados productos.

La Dirección General de Política Energética y Minas, del Ministerio de Industria, Turismo y Comercio podrá cambiar los formatos recogidos en los citados anexos VIII y IX, de presentación de datos, adaptándolo a los posibles nuevos formatos que la Comisión europea pudiera establecer.

Se podrán utilizar, con el fin de garantizar el contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo, cada uno de los siguientes métodos de muestreo, análisis e inspección, según proceda:

- a. muestreo, con arreglo a las directrices de la OMI, del combustible para uso marítimo destinado a combustión a bordo cuando se esté suministrando a los buques, y análisis de su contenido de azufre.
- b. muestreo y análisis del contenido en azufre del combustible para uso marítimo destinado a combustión a bordo contenido en tanques, cuando sea posible, y en muestras selladas a bordo de los buques.

c.inspección de los diarios de navegación y de los comprobantes de entrega de carburante de los buques.

El método de referencia adoptado para determinar el contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo será el definido en la norma UNE EN ISO 8754:2004. Productos petrolíferos. Determinación del contenido de azufre-Método por fluorescencia de energía dispersiva de rayos X.

## **CAPÍTULO II: BIOCARBURANTES**

### **Artículo 8. Utilización de biocarburantes.**

#### **1. Especificaciones.**

Los productos resultantes de la adición del etanol a la gasolina y del biodiésel al gasóleo de automoción, destinados a su utilización como carburantes de vehículos, han de cumplir las especificaciones recogidas, respectivamente, en los anexos I (gasolinas) y II (gasóleo de automoción) de este Real Decreto, sin perjuicio de lo establecido en los apartados 2 y 3 de este artículo.

#### **2. Bioetanol.**

A efectos de lo establecido en este Real Decreto, se denomina bioetanol al alcohol de origen vegetal que cumple las propiedades físico-químicas del etanol o alcohol etílico.

En el caso de utilización de bioetanol mediante su adición directa a la gasolina (máximo 5 % v/v), la presión de vapor del producto resultante no deberá exceder el valor de 70 Kpa. en verano y 85 Kpa. en invierno.

Del mismo modo, los valores de la curva de destilación no podrán superar:

**1. Evaporado a 70 °C.**

54 % v/v (verano).

56 % v/v (invierno).

**2. Evaporado a 100 °C.**

74 % v/v (verano).

74 % v/v (invierno).

El límite máximo del VLI ( $10 VP + 7E 70$ ) no superará el valor de 1.160.

**3. Biodiésel.**

Por su parte, los esteres metílicos de los ácidos grasos (FAME), denominados biodiésel, son productos de origen vegetal o animal, cuya composición y propiedades están definidas en la norma EN 14214, con excepción del índice de yodo, cuyo valor máximo queda establecido en 140.

**4. Información al consumidor.**

Para los porcentajes de mezclas de biocarburantes con derivados del petróleo que excedan de los valores límites de un 5 % de esteres metílicos de ácidos grasos (FAME) o de un 5 % de bioetanol, se exigirá la existencia de un etiquetado específico en los puntos de venta.

La Administración competente velará por que se informe al público sobre la disponibilidad de los biocarburantes.

**5.** De acuerdo con lo previsto en el artículo 3 de la Directiva 2003/30/CE el valor de referencia para el objetivo indicativo nacional de comercialización de un porcentaje mínimo de biocarburantes se fija en el 5,75 %, calculado sobre la base del contenido energético de toda la gasolina y todo el gasóleo comercializado en el mercado con fines de transporte, a más tardar, el 31 de diciembre de 2010.

### **CAPÍTULO III: CONTENIDO DE AZUFRE DE LOS COMBUSTIBLES PARA USO MARÍTIMO.**

#### **Artículo 9. Definiciones.**

Se entiende por combustible para uso marítimo cualquier combustible líquido derivado del petróleo destinado a ser usado a bordo de una embarcación, incluidos los combustibles definidos en la norma ISO 8217.

Se entiende por combustible diesel para uso marítimo cualquier combustible para uso marítimo cuya viscosidad o densidad se sitúe dentro de los límites determinados para las calidades DMB y DMC definidas en la tabla I de ISO 8217.

Se entiende por gasóleo para uso marítimo cualquier combustible para uso marítimo cuya viscosidad o densidad se sitúe dentro de los límites determinados para las calidades DMX y DMA definidas en la tabla I de ISO 8217.

#### **Artículo 10. Contenido máximo de azufre de los combustibles para uso marítimo utilizados en zonas de Control de Emisiones de SO<sub>x</sub> o utilizados por buques de pasajeros en servicios regulares efectuados desde o hacia puertos comunitarios.**

1. En las aguas territoriales, zonas económicas exclusivas y zonas de control de la contaminación situadas dentro de las Zonas de Control de Emisiones de SO<sub>x</sub> no se podrán utilizar combustibles para uso marítimo con un contenido en azufre superior al 1,5 % en masa. Esta disposición se aplicará a cualquier buque de cualquier pabellón, incluidos aquellos cuya travesía hubiera comenzado fuera de la Comunidad Europea.

2. Las fechas de aplicación relativas al apartado 1 serán las siguientes:

a. para la zona del Mar Báltico a que se refiere la regla 14(3)(a) del anexo VI del Convenio MARPOL: el 11 de agosto de 2006;

b. para el Mar del Norte:

b.1 12 meses después de la entrada en vigor de la designación de la OMI, con arreglo a los procedimientos establecidos, o

b.2 el 11 de agosto de 2007, si esta última fecha es anterior;

c. para las demás zonas marítimas, incluidos los puertos, que la OMI designe posteriormente como Zonas de Control de Emisiones de SO<sub>x</sub> conforme a la regla 14(3)(b) del anexo VI del Convenio MARPOL: 12 meses después de la entrada en vigor de dicha designación.

**3.** La Administración competente definirá y desarrollará los procedimientos necesarios para controlar el cumplimiento de lo previsto en el apartado 1, al menos por lo que respecta a los buques que enarboleden pabellón español.

Se podrán asimismo tomar medidas de ejecución adicionales con respecto a otros buques, de conformidad con el Derecho marítimo internacional.

**4.** A partir de la fecha a que se refiere el apartado 2, letra a, los buques de pasajeros en servicios regulares efectuados desde o hacia cualquier puerto comunitario no podrán utilizar en aguas territoriales españolas, zonas económicas exclusivas y zonas de control de la contaminación combustibles para uso marítimo con un contenido en azufre superior al 1,5 % en masa. La Administración competente definirá y desarrollará los procedimientos necesarios para controlar el cumplimiento de este requisito, al menos por lo que respecta a los buques que enarboleden pabellón español y a los buques de cualquier pabellón mientras permanezcan en puertos españoles.

**5.** A partir de la fecha a que se refiere el apartado 2, letra a, y de conformidad con la regla 18 del anexo VI del MARPOL, la Administración competente deberá:

a. mantener un registro de proveedores de combustible para uso marítimo,

b. definir y desarrollar los procedimientos necesarios para controlar que los proveedores documenten el contenido de azufre de todos los combustibles para uso marítimo vendidos en territorio español mediante el comprobante de

entrega de combustible, acompañado por una muestra precintada y firmada por el representante del buque receptor. En caso de que se detecten incumplimientos en lo anterior, se estará a lo dispuesto en los regímenes de infracciones y sanciones que resulten de aplicación,

c. definir y desarrollar las medidas necesarias para restablecer la conformidad de cualquier combustible para uso marítimo no conforme descubierto. En caso de que se detecten incumplimientos en lo anterior, se estará a lo dispuesto en los regímenes de infracciones y sanciones que resulten de aplicación.

**6.** A partir de la fecha a que se refiere el apartado 2, letra a, no se podrá comercializar en territorio español combustible diesel para uso marítimo con un contenido en azufre superior al 1,5 % en masa.

**Artículo 11. Contenido máximo de azufre de los combustibles para uso marítimo utilizados por los buques de navegación interior y los buques atracados en puertos comunitarios.**

**1.** Con efectos a partir 1 de enero de 2010, los buques que se indican seguidamente no podrán utilizar combustibles para uso marítimo con un contenido en azufre superior al 0,1 % en masa:

a. los buques de navegación interior, y

b. los buques atracados en puertos españoles, concediendo a la tripulación el tiempo suficiente para efectuar la operación de cambio de combustible lo antes posible después del atraque y lo más tarde posible antes de la salida.

Se registrará en el libro de navegación la duración de toda operación de cambio de combustible.

2. Las disposiciones del apartado 1 no serán aplicables:

- a. cuando, con arreglo a los horarios publicados, los buques vayan a permanecer atracados durante menos de dos horas;
- b. en el caso de los buques de navegación interior en posesión de un certificado que demuestre su conformidad con el Convenio Internacional para la Seguridad de la Vida Humana en el Mar, de 1974, en su versión modificada, mientras dichos buques se hallen en el mar;
- c. a los buques que apagan todas las máquinas y se conectan a la electricidad en tierra mientras están atracados en un puerto.

3. Con efectos a partir de 1 de enero de 2010, no se podrá comercializar en territorio español gasóleo para uso marítimo con un contenido en azufre superior al 0,1 % en masa.

**DISPOSICIÓN ADICIONAL PRIMERA. Mezclas de biocarburantes con gasóleos.**

Por parte de las Administraciones Públicas, en virtud de las competencias atribuidas, se supervisarán las repercusiones que se deriven del uso de biocarburantes en mezclas con gasóleo superiores al 5 % en vehículos no modificados y se adoptarán, en su caso, las medidas oportunas para garantizar el respeto de la legislación vigente en materia de niveles de emisión.

**DISPOSICIÓN ADICIONAL SEGUNDA. Almacenamiento y distribución de mezclas de biocarburantes con combustibles fósiles.**

En aquellas instalaciones destinadas al almacenamiento y expedición de mezclas de biocarburantes con gasolinas o gasóleos será necesario que los titulares de las instalaciones realicen las correspondientes comprobaciones técnicas, tanto en lo referente a los requisitos de compatibilidad de los materiales de las instalaciones



mecánicas (tanques, tuberías, aparatos surtidores, etc.) con las citadas mezclas como en lo relativo a la posible presencia de agua en las mencionadas instalaciones.

**DISPOSICIÓN ADICIONAL TERCERA. Excepciones en cuanto a la limitación del contenido de azufre de determinados combustibles líquidos derivados del petróleo.**

No obstante, las limitaciones en el contenido de azufre de determinados combustibles líquidos derivados del petróleo establecidas en el presente Real Decreto no se aplicarán:

- a.al combustible destinado a fines de investigación y pruebas;
- b.al combustible destinado a ser transformado antes de su combustión final;
- c.al combustible que vaya a ser transformado en la industria del refino;
- d.al combustible utilizado y comercializado en las regiones ultraperiféricas siempre que se puedan garantizar que en esas regiones:
  - d.1 se respetan las normas de calidad del aire,
  - d.2 no se utiliza fuelóleo pesado cuyo contenido en azufre supere el 3 % en masa;
- e.al combustible utilizado por los buques de guerra y demás buques destinados a usos militares. Sin embargo, las Autoridades competentes tratarán de garantizar, mediante la adopción de medidas oportunas que no perjudiquen las operaciones ni la capacidad operativa de dichos buques, que éstos funcionan, dentro de lo que es razonable y práctico, en consonancia con lo dispuesto en el presente Real Decreto;
- f.a la utilización de combustible en un buque que sea necesaria para el fin concreto de proteger la seguridad de un buque o para salvar vidas en el mar;

g.a la utilización de combustible en un buque que sea necesaria a causa de los daños sufridos por un buque o sus equipos, siempre que después de producirse el daño se hayan tomado todas las precauciones razonables para prevenir o reducir al máximo el exceso de emisiones y se tomen medidas lo antes posible para reparar los daños. La presente disposición no se aplicará si el propietario o el capitán han actuado con la intención de causar el daño o con imprudencia temeraria;

h.al combustible utilizado a bordo de buques que utilicen tecnologías aprobadas de reducción de las emisiones, contempladas en la Directiva 2005/33/CE.

**DISPOSICIÓN DEROGATORIA ÚNICA. Derogación normativa.**

Quedan derogados el Real Decreto 1700/2003, de 15 de diciembre, por el que se fijan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo y el uso de biocarburantes, y el artículo tercero del Real Decreto 942/2005, de 29 de julio, por el que se modifican determinadas disposiciones en materia de hidrocarburos. Asimismo quedan derogadas cuantas disposiciones de igual o inferior rango se opongan a lo dispuesto en este Real Decreto.

**DISPOSICIÓN FINAL PRIMERA. Título competencial.**

Este Real Decreto se dicta al amparo de lo dispuesto en el artículo 149.1.25 de la Constitución, que atribuye al Estado la competencia en materia de bases del régimen energético.

**DISPOSICIÓN FINAL SEGUNDA. Habilitación para el desarrollo reglamentario.**

Se habilita al Ministro de Industria, Turismo y Comercio dictar cuantas disposiciones sean necesarias para el desarrollo y aplicación de lo dispuesto en este Real Decreto.

**DISPOSICIÓN FINAL TERCERA. Incorporación de derecho de la Unión Europea.**

Mediante este Real Decreto se incorpora al derecho español la Directiva 2003/17/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 3 de marzo, por la que se modifica la Directiva 98/70/CE, relativa a la calidad de la gasolina y el gasóleo, y, por otra parte, la Directiva 2003/30/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 8 de mayo de 2003, relativa al fomento del uso de biocarburantes u otros combustibles renovables en el transporte.

**DISPOSICIÓN FINAL CUARTA. Entrada en vigor.**

El presente Real Decreto entrará en vigor el día siguiente al de su publicación en el Boletín Oficial del Estado.

Dado en Madrid, el 31 de enero de 2006.

- Juan Carlos R. -

El Ministro de Industria, Turismo y Comercio, José Montilla Aguilera.

**ANEXO I: ESPECIFICACIONES DE LAS GASOLINAS.**

Características	Unidad de medida	Límites (1)		Métodos de ensayo		
		Mínimos	Máximos	En EN 228 (2)	Normas ASTM (13)	Normas UNE (13)
Densidad a 15 °C	kg/m <sup>3</sup>	720	775	EN ISO 3675 EN ISO 12185	D 1298 D 4052	UNE EN ISO 3675 UNE EN ISO 12185
Índice de octano research (RON)		95,0	-	EN ISO 5164	D 2699	EN ISO 25164
Índice de octano motor (MON)		85,0	-	EN ISO 5163	D 2700	EN ISO 5163
Presión de vapor (DVPE)	kPa			EN ISO 13016-1	-	UNE EN 13016-1
Verano (3)		45	60			
Invierno (4)		50	80			
Destilación:				EN ISO 3405	D 86	UNE EN ISO 3405
Evaporado a 70 °C verano (3)	%v/v	20	48			
invierno (4)	%v/v	22	50			
Evaporado a 100 °C	%v/v	46	71			
Evaporado a 150 °C	%v/v	75	-			
Punto final	°C	-	210			
Residuo	%v/v	-	2			
VLI (10VP + 7E70) (5)		-	1.050		-	

## 8. Anexos

Análisis de los hidrocarburos:						
olefinas (6) (7) (8)	%v/v	-	18,0	EN 14517	D 1319	EN 14517
aromáticos (6) (7) (8)	%v/v	-	35,0	EN 14517	D 1319	EN 14517
benceno	%v/v	-	1,0	EN 12177 EN 238	D2267	UNE EN 12177 UNE EN 238
Contenido de oxígeno	%m/m	-	2,7	EN 1601 EN ISO 13132		UNE EN 1601 UNE EN 13132
Oxigenados:	%v/v			EN 1601		UNE EN 1601
Metanol (9)		-	3	EN ISO 13132		UNE EN 13132
Etanol (10)		-	5			
Alcohol isopropílico		-	10			
Alcohol tert-butílico		-	7			
Alcohol iso-butílico		-	10			
Éteres que contengan 5 átomos o más de carbono por molécula		-	15			
Otros compuestos oxigenados (11)		-	10			

Contenido de azufre (12)	mg/kg	-	50	EN ISO 20846 EN ISO 20847 EN ISO 20884		UNE EN ISO 20846 UNE EN ISO 20847 UNE EN ISO 20884
Contenido de plomo	g/l	-	0,005	EN 237	D 3237	EN 237
Corrosión lámina de cobre (3 horas a 50 °C)	escala	-	Clase 1	EN ISO 2160	D 130	UNE EN ISO 2160
Estabilidad a la oxidación	minutos	360	-	EN ISO 7536	D 525	UNE EN ISO 7536
Contenido de gomas actuales (lavadas)	mg/100ml	-	5	EN ISO 6246	D 381	UNE EN ISO 6246
Color		Verde				
Aspecto		Claro y brillante				
Aditivos y agentes trazadores	Regulados por la Orden del Ministerio de la Presidencia PRE/1724/2002, de 5 de julio, modificada por la Orden del Ministerio de la Presidencia PRE/3493/2004, de 22 de octubre.					

## Notas:

- (1) Los valores indicados en la especificación son valores reales. Para determinar los valores límite, se ha recurrido a los términos del documento EN ISO 4259 Petroleum products - Determination and application of precision data in relation to methods of test. Para determinar un valor mínimo se ha tenido en cuenta una diferencia mínima de 2 R por encima de cero (R = reproducibilidad). Los resultados de las mediciones individuales deben interpretarse sobre la base de los criterios descritos en la norma EN ISO 4259 (publicada en 1995).
- (2) Se han tenido en cuenta los especificados en la norma UNE EN 228 (2004), pudiendo, no obstante, adoptarse otros métodos analíticos, siempre que

éstos ofrezcan, al menos, la misma exactitud y el mismo nivel de precisión que los especificados en la norma citada.

Para más información sobre métodos analíticos y su prevalencia en caso de discrepancia, ver la norma UNE EN 228 (2004).

Los métodos de ensayo a aplicar serán los correspondientes a la última versión publicada.

- (3) Desde el 1 de mayo hasta el 30 de septiembre.
- (4) Desde el 1 de octubre hasta el 30 de abril.
- (5) Sólo durante los meses de abril y de octubre
- (6) En caso de utilización del método ASTM D1319:95<sup>a</sup>, se tendrán en cuenta, tanto este punto (6) como el (7) y (8) siguientes. Deberá determinarse el contenido de compuestos oxigenados con el fin de realizar las correcciones previstas en la cláusula 13.2 del método ASTM D 1319:1995a.
- (7) Si la muestra contiene etil-terbutil-eter (ETBE), la aromática se determinará a partir del anillo marrón rosáceo situado debajo del anillo rojo usado, normalmente en ausencia de ETBE. La presencia o ausencia de ETBE será definida a partir del análisis descrito en la nota 10.
- (8) En este caso, el método ASTM D-1319:1995a se aplicará sin la etapa opcional de despentanización. Por tanto, se omitirán las cláusulas 6.1, 10.1 y 14.1.  
  
Si se usa el método EN 14517 no habrá que tener en cuenta los puntos (6), (7) y (8) indicados.
- (9) Deben añadirse agentes estabilizantes.
- (10) Pueden ser necesarios agentes estabilizantes.
- (11) Otros mono alcoholes y éteres con punto final de destilación no superior al establecido por la norma UNE EN 228 (2004).
- (12) El método EN ISO 20847 no será utilizado como método en caso de disputa. Para la determinación hasta 10 ppm de azufre, se utilizarán indistintamente los EN ISO 20846 y EN ISO 20884.

- (13) Los métodos de ensayo a aplicar serán los correspondientes a la última versión publicada, excepto en el caso de los siguientes métodos ASTM cuya versión a aplicar será la que aquí se indica: D 2699:1986; D 2700:1986 y D 1319:1995<sup>a</sup>.



**ANEXO II: ESPECIFICACIONES DEL GASÓLEO DE AUTOMOCIÓN  
(CLASE A).**

Características	Unidad de medida	Límites (1)		Métodos de ensayo		
		Mínimos	Máximos	En EN 590 (2)	Normas ASTM (5)	Normas UNE (5)
Número de cetano		51,0	-	EN ISO 5165	D-613	UNE EN ISO 5165
Índice de cetano		46,0	-	EN ISO 4264	D 4737	UNE EN ISO 4264
Densidad a 15°C	kg/m <sup>3</sup>	820	845	EN ISO 3675 EN ISO 12185	D 4052	UNE EN ISO 3675 UNE EN ISO 12185
Hidrocarburos policíclicos aromáticos (3)	%m/m	-	11	EN ISO 12916		UNE EN 12916
Contenido en azufre (4)	mg/kg	-	50	EN ISO 20846 EN ISO 20847 EN ISO 20884		UNE EN ISO 20846 UNE EN ISO 20847 UNE EN ISO 20884
Destilación:	°C			EN ISO 3405	D 86	UNE EN ISO 3405
65% recogido		250				
85% recogido			350			
95% recogido			360			

Viscosidad cinemática a 40 °C	mm <sup>2</sup> /s	2,00	4,50	EN ISO 3104	D 445	UNE EN ISO 3104
Punto de inflamación	°C	superior a 55		EN ISO 2719	D 93	UNE EN ISO 2719
Punto de obstrucción filtro frío:	°C			EN 116		UNE EN 116
Invierno (1 oct.-31 marzo)		-	-10			
Verano (1 abril-30 sept.)		-	0		-	
Residuo carbonoso (sobre 10% v/v residuo de destilación)	%m/m	-	0,30	EN ISO 10370	D 4530	UNE EN ISO 10370
Lubricidad, diámetro huella corregido (wsd 1.4) a 60 °C	µm	-	460	EN ISO 12156-1		UNE EN ISO 12156-1
Agua	mg/kg	-	200	EN ISO 12937		UNE EN ISO 12937
Contaminación total (partículas sólidas)	mg/kg	-	24	EN ISO 12662		UNE EN 12662
Contenido de cenizas	%m/m	-	0,01	EN ISO 6245	D 482	UNE EN ISO 6245
Corrosión lámina de cobre (3 h. a 50 °C)	escala	-	clase 1	EN ISO 2160	D 130	UNE EN ISO 2160
Estabilidad a la oxidación	g/m <sup>3</sup>	-	25	EN ISO 12205	D 2274	UNE EN ISO 12205
Color			2		D 1500	
Transparencia y brillo		Cumple			D 4176	

Aditivos y agentes trazadores	Regulados por la Orden del Ministerio de la Presidencia PRE/1724/2002, de 5 de julio, modificada por la Orden del Ministerio de la Presidencia PRE/3493/2004, de 22 de octubre.
-------------------------------	---

## Notas:

- (1) Los valores indicados en la especificación son valores reales. Para determinar los valores límite, se ha recurrido a los términos del documento EN ISO 4259 Petroleum products - Determination and application of precision data in relation to methods of test. Para determinar un valor mínimo, se ha tenido en cuenta una diferencia mínima de 2 R por encima de cero (R = reproducibilidad). Los resultados de las mediciones individuales se interpretarán sobre la base de los criterios descritos en la norma EN ISO 4259 (publicada en 1995).
- (2) Se han tenido en cuenta los especificados en la norma UNE EN 590 (2004), pudiendo, no obstante, adoptarse otros métodos analíticos, siempre que éstos ofrezcan, al menos, la misma exactitud y el mismo nivel de precisión que los especificados en la norma citada.  
Para más información sobre métodos analíticos y su prevalencia en caso de discrepancia, ver la norma UNE EN 590 (2004).  
Los métodos de ensayo a aplicar serán los correspondientes a la última versión publicada.
- (3) Definido como los hidrocarburos aromáticos totales menos los hidrocarburos monoaromáticos.
- (4) El método EN ISO 20847 no será utilizado como método en caso de disputa. Para la determinación hasta 10 ppm de azufre, se utilizarán indistintamente los EN ISO 20846 y EN ISO 20884.
- (5) Los métodos de ensayo a aplicar serán los correspondientes a la última versión publicada.

**ANEXO III: ESPECIFICACIONES DE LOS GASÓLEOS PARA USOS  
AGRÍCOLA Y MARÍTIMO (CLASE B) Y DE CALEFACCIÓN (CLASE C).**

Características	Unidades de medida	Gasóleo Clase B	Gasóleo Calefacción Clase C	Métodos de ensayo	
				Normas UNE (2)	Normas ASTM (2)
Densidad a 15° (máx/mín)	kg/m <sup>3</sup>	880/820	900/--	EN ISO 3675 EN ISO 12185	D-4052
Color		Rojo	Azul		D-1500
Azufre, máx	% m/m	0,20 (1)	0,20 (1)	EN 874 EN 24260	
Índice de cetano, mín.		46		EN ISO 4264	D-4737
Número de cetano, mín.		49		ISO 5165	D-613
Destilación				EN ISO 3405	D-86
65% recogido, mín.	°C	250	250		
80% recogido, máx.	°C		390		
85% recogido, máx.	°C	350			
95% recogido, máx.	°C	370	Anotar		
Viscosidad cinemática a 40 °C mín/máx	mm <sup>2</sup> /s	2,0/4,5	--/7,0	EN ISO 3104	D-445
Punto de inflamación, mín.	°C	60	60	EN 22179	D-93
Punto de obstrucción filtro frío				EN 116	
Iniverno (1 octubre-31 marzo), máx.	°C	-10	-6		

Verano (1 abril-30 septiembre), máx.	°C	0	-6		
Punto de enturbiamiento				EN 23015	D-2500
Iniverno (1 octubre-31 marzo), máx.	°C		4		D-5772
Verano (1 abril-30 septiembre), máx.	°C		4		
Residuo carbonoso (sobre 10% V/V final destilación), máx.	% m/m	0,30	0,35	EN ISO 10370	D-4530
Agua y sedimentos, máx	% V/V		0,1	UNE 51083	D-2709
Agua, máx.	mg/kg	200		EN ISO 12937	D-1744
Contaminación total (partículas sólidas), máx.	mg/kg	24		EN 12662	
Contenido de cenizas, máx.	% m/m	0,01		EN ISO 6245	D-482
Corrosión lámina de cobre (3 horas a 50 °C), máx.	Escala	Clase 1	Clase 2	EN ISO 2160	D-130
Transparencia y brillo		Cumple			D-4176
Estabilidad a la oxidación, máx.	g/m <sup>3</sup>	25		EN ISO 12205	D-2274
Aditivos y agentes trazadores	Regulados por la Orden del Ministerio de la Presidencia PRE/1724/2002, de 5 de julio, modificada por la Orden del Ministerio de la Presidencia PRE/3493/2004, de 22 de octubre.				

Notas:

- (1) Con las excepciones recogidas en el artículo 3 de este Real Decreto.

El método de referencia adoptado para determinar el contenido de azufre en el gasóleo clase B para uso marítimo será el definido en las normas UNE EN ISO 8754 (1996) y UNE EN ISO 14596 (1999).

Del mismo modo, el método de referencia adoptado para determinar el contenido de azufre en el gasóleo clase C será el definido en las normas UNE EN 24260 (1996) UNE EN ISO 8754 (1996) y UNE EN ISO 14596 (1999).

El método de arbitraje será el UNE EN ISO 14596 (1999). La interpretación estadística de la comprobación del contenido de azufre de los gasóleos utilizados se efectuará conforme a la norma UNE EN ISO 4259 (1997).

- (2) Los métodos de ensayo a aplicar serán los correspondientes a la última versión publicada.

**ANEXO IV: ESPECIFICACIONES DE FUELÓLEOS.**

Características	Unidades de medida	Límites	Métodos de ensayo		
			Normas UNC (2)	Normas ASTM (2)	Normas ISO (2)
Color		Negro			
Viscosidad cinemática a 50°C. máx	mm <sup>2</sup> /s	380	EN ISO 3104	D-445	ISO-3194
Azufre, máx.	%m/m	1,C (1)	EN ISO 8754 EN ISO 14596 EN ISO 51215	D-4294	
Punto de inflamación, mín.	°c.	65	EN 22719	D-93	ISO-2719
Agua y sedimento, máx.	%V/V	1,0	51082	D-1796	
Agua, máx	%V/V	0,5	51027	D-95	ISO-3733
Potencia calorífica superior, mín.	kcal/Kg	10.000	51123	D-240	Anexo A de ISO-8217
Potencia calorífica inferior, mín.	kcal/Kg.	9.500	51123	D-240	
Cenizas, máx.	%m/m	0,15		D482	ISO-6246
Estabilidad					
- Sedimentos potenciales (máx)	%m/m	0,15			ISO-10307-2
Vanadio, máx.	mg/kg.	300		D-5708 D-5863	ISO-4597

**NOTAS:**

- (1) Con las excepciones recogidas en el artículo 4 de este Real Decreto. El método de referencia adoptado para determinar el contenido de azufre en el fuelóleo pesado será el definido en las normas UNE EN ISO 8754 (1996) Y UNE EN ISO 14596 (1999).
- (2) Los métodos de ensayo a aplicar serán los correspondientes a la última versión publicada.



**ANEXO V: ESPECIFICACIONES DEL PROPANO COMERCIAL.**

Características	Unidades de medida	Límites		Normas
		Mínimo	Máximo	
Densidad a 15°C.	kg/l	0,502	0,535	ASTMD-1657
Humedad	--	Exento (1)		ASTM D-2713
Contenido máximo de azufre	mg/Kg	--	50	ASTM D-2784
Corrosión	Escala	--	1 b.	ASTM D-1838
Presión de vapor man., a 37,8°C	kg/cm <sup>2</sup>	10	16	ASTM D-1267
Residuo volátil (temperatura evaporación del 95% en volumen)	°C	--	-31 (2)	ASTM D-1837
Sulfuro de hidrógeno		Negativo		ASTM D-2420
Poder calorífico inferior	kcal/kg	10.800		ASTN D-3588
Poder calorífico superior	kcal/kg	11.900		ASTM D-3588
Composición:				
Hidrocarburos C <sub>2</sub>	%Volumen	-	2.5	ASTM D-2163 (3) UNE EN 27941
Hidrocarburos C <sub>3</sub>	%Volumen	80	--	ASTM D-2163 (3) UNE EN 27941
Hidrocarburos C <sub>4</sub>	%Volumen	--	20	ASTM D-2163 (3) UNE EN 27941
Hidrocarburos C <sub>5</sub>	%Volumen	--	1.5	ASTM D-2163 (3) UNE EN 27941
Olefinas totales	%Volumen	--	35	ASTM D-2163 (3) UNE EN 27941
Diolefinas + Acetilenos	p.p.m.	<1.000		ASTM D-2163 (3) UNE EN 27941
Olor		Característico		

**NOTAS:**

- (1) Se considerará extento cuando en las condiciones descritas en la norma ASTM D-2713, no se obstruya la válvula por efecto del hielo antes de los primeros sesenta segundo de ensayo.
- (2) Siempre que el resultado del ensayo de humedad sea exento.
- (3) Norma ASTM D 2163 retirada en enero de 2005 por el Subcomité DO2.DO.03 y no reemplazada. Norma aplicable UNE-EN 27941/ISO 7941.

Para la verificación de los límites de las especificaciones establecidas las tomas de muestras se efectuarán directamente de la base líquida de las cisternas destinadas al llenado de los depósitos de los usuarios y de las botellas o envases, en cuyo caso será en las condiciones iniciales de llenado ( es decir, se realizará en el momento de salida de la factoría, preferentemente, o en los centros de almacenamiento y en cualquier caso, antes de haberse iniciado su consumo por el usuario).

**ANEXO VI: ESPECIFICACIONES DEL BUTANO COMERCIAL.**

Características	Unidades de medida	Límites		Normas
		Mínimo	Máximo	
Densidad a 15°C.	kg/l	0,560	--	ASTMD-1657
Humedad		--	--	ASTM D-2713
Agua separada		Ausencia		--
Contenido máximo de azufre	mg/kg	--	50	ASTM D-2784
Corrosión		--	1 b.	ASTM D-1838
Presión de vapor man. a 50°C	kg/cm <sup>2</sup>	--	7,5	ASTM D-2598
Doctor Test		Negativo		ASTM D-4952
Sulfuro de hidrógeno		Negativo		ASTM D-2420
Residuo volátil (temperatura evaporación del 95% en volumen)	°C	--	+2	ASTM D-1837
Poder calorífico inferior	Kcal/Kg	10.700	--	ASTN D-3588
Poder calorífico superior	Kcal/Kg	11.800	--	ASTM D-3588
Composición:				
Hidrocarburos C <sub>2</sub>	%Volumen	--	2.0	ASTM D-2163 (1) UNE EN 27941
Hidrocarburos C <sub>3</sub>	%Volumen	--	20	ASTM D-2163 (1) UNE EN 27941
Hidrocarburos C <sub>4</sub>	%Volumen	80	--	ASTM D-2163 (1) UNE EN 27941
Hidrocarburos C <sub>5</sub>	%Volumen	--	1.5	ASTM D-2163 (1) UNE EN 27941
Olefinas totales	%Volumen	--	20	ASTM D-2163 (1) UNE EN 27941

Diolfinas + Acetilenos	p.p.m.	<1.000	ASTM D-2163 (1) UNE EN 27941
Olor		Característico	

## NOTAS:

- (1) Norma ASTM D 2163 retirada en enero de 2005 por el Subcomité DO2DO.03 y no reemplazada. Norma aplicable UNE-EN 27941/ISO 7941.

Para la verificación de los límites de las especificaciones establecidas, las tomas de muestras se efectuarán directamente de la fase líquida de las cisternas destinadas al llenado de los depósitos de los usuarios y de las botellas o envases, en cuyo caso será en las condiciones iniciales de llenado (es decir, se realizará en el momento de salida de la factoría, preferentemente, o en los centros de almacenamiento y, en cualquier caso, antes de haberse iniciado su consumo por el usuario.)

## ANEXO VII: ESPECIFICACIONES DEL GLP DE AUTOMOCIÓN.

Características	Unidades de medida	Límites		Normas
		Mínimo	Máximo	
Densidad a 15°C.	kg/l	--	--	ASTM D-1657
Humedad		--		ASTM D-2713
Agua separada		Ausencia		--
Contenido máximo de azufre	mg/kg	--	50	ASTM D-2784
Corrosión	Escala	--	Clase 1	ISO 6251
Presión de vapor man. a 40 °C	kg/cm <sup>2</sup>	--	15,8	ASTM D-2598
Ensayo R-Number		--	10	ASTM D-2158
Ensayo Oil-Number		--	33	ASTM D-2158
Índice octano motor (MON)		89	--	ASTM D-2598
Composición:				
Hidrocarburos C <sub>2</sub>	% Volumen	--	2,5	ASTM D-2163 (1) UNE EN 27941
Hidrocarburos C <sub>3</sub>	% Volumen	20	--	ASTM D-2163 (1) UNE EN 27941
Hidrocarburos C <sub>4</sub>	% Volumen	--	80	ASTM D-2163 (1) UNE EN 27941
Hidrocarburos C <sub>5</sub>	% Volumen	--	1,5	ASTM D-2163 (1) UNE EN 27941
Olefinas totales	% Volumen	--	6	ASTM D-2163 (1) UNE EN 27941
Diolefinas + Acetilenos	p.p.m.	<1.000		ASTM D-2163 (1) UNE EN 27941
Olor		Característico		

**NOTAS:**

- (1) Norma ASTM D 2163 retirada en enero de 2005 por el Subcomité D02.D0.03 y no reemplazada. Norma aplicable UNE-EN 27941/ISO 7941.

Se considera como GLP carburante de automoción a los gases licuados del petróleo que se pueden almacenar y/o manipular en fase líquida, en condiciones moderadas de presión y a temperatura ambiente, y que se componen principalmente de propanos y butanos, con pequeñas proporciones de propeno, butenos y pentano/pentenos.

Para la verificación de los límites de las especificaciones establecidas, las tomas de muestras se efectuarán directamente de la fase líquida de las cisternas destinadas al llenado de los depósitos fijos de distribución, o de dichos depósitos.

**📄 Real Decreto 1027/2006, de 15 de septiembre, por el que se modifica el Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, en lo relativo al contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo.**

Sumario:

- Artículo único. Modificación del Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, por el que se fijan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo y el uso de determinados biocarburantes.
- DISPOSICIÓN TRANSITORIA ÚNICA. Islas Canarias.
- DISPOSICIÓN FINAL PRIMERA. Incorporación de Derecho de la Unión Europea.
- DISPOSICIÓN FINAL SEGUNDA. Entrada en vigor.

Con el vigente Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, por el que se fijan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo y el uso de determinados biocarburantes, se procedió a la actualización de las especificaciones de las gasolinas, gasóleos de automoción (clase A), gasóleos para uso agrícola y marítimo (clase B) y de calefacción (clase C), fuelóleos, propano, butano y gases licuados del petróleo (GLP) de automoción, así como a la regulación del uso de biocarburantes.

Poniendo fin a la situación de dispersión normativa anterior, el Real Decreto 1700/2003, de 15 de diciembre, antecesor del actualmente vigente Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, recogió el contenido del Real Decreto 287/2001, de 16 de marzo, que transpuso la Directiva 1999/32/CE, del Consejo, de 26 de abril de 1999 relativa a la reducción del contenido en azufre de determinados combustibles líquidos, y que suponía, principalmente, una mayor reducción del contenido de azufre de los fuelóleos, fijando asimismo el contenido de azufre de los gasóleos destinados a usos marítimos y a calefacción.

La aprobación de la Directiva 2005/33/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 6 de julio de 2005, supone una modificación de la Directiva 1999/32/CE en lo relativo al contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo.

Por tanto, esta modificación de la Directiva 1999/32/CE afecta al contenido del artículo 3 Especificaciones técnicas de gasóleos, artículo 4 Especificaciones técnicas de fuelóleos y artículo 7 Muestreo y análisis del Real Decreto 61/2006, haciéndose a su vez necesaria la incorporación de tres nuevos artículos referentes al contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo, así como una nueva disposición adicional que recoge las excepciones contempladas en la Directiva 2005/33/CE, en cuanto a la limitación del contenido de azufre de determinados combustibles líquidos derivados del petróleo.

El presente Real Decreto transpone la Directiva 2005/33/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 6 de julio de 2005, por la que se modifica la Directiva 1999/32/CE en lo relativo al contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo. De acuerdo con la disposición adicional undécima apartado tercero, de la Ley 34/1998, de 7 de octubre, del Sector de Hidrocarburos, el presente Real Decreto ha sido sometido a informe preceptivo de la Comisión Nacional de Energía.

En su virtud, a propuesta del Ministro de Industria, Turismo y Comercio, de acuerdo con el Consejo de Estado y previa deliberación del Consejo de Ministros en su reunión del día 15 de septiembre de 2006, dispongo:

**Artículo único. Modificación del Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, por el que se fijan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo y el uso de determinados biocarburantes.**

- **Uno.** El título del Real Decreto queda redactado de la siguiente manera:

Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, por el que se fijan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo, se regula el uso de determinados biocarburantes y el contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo.

- **Dos.** Se inserta antes del artículo 1 el título del capítulo I del siguiente modo:



## **CAPÍTULO I. ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE GASOLINAS, GASÓLEOS, FUELÓLEOS Y GASES LICUADOS DEL PETRÓLEO.**

- **Tres.** El artículo 3, Especificaciones técnicas de gasóleos, queda redactado en los siguientes términos:

**1.** Gasóleos de automoción (clase A). Las especificaciones técnicas para los gasóleos de automoción (clase A) destinados a ser utilizados en vehículos equipados con un motor diesel serán las que a continuación se indican:

a. Las especificaciones de los gasóleos de automoción (clase A) son las que se recogen en el anexo II de este Real Decreto.

b. A partir del 1 de enero de 2009, el contenido máximo de azufre en los gasóleos de automoción (clase A) no podrá superar los 10 mg/kg (ppm).

Hasta entonces deben estar disponibles para su comercialización en el mercado nacional, gasóleos de automoción con un contenido máximo de azufre de 10 mg/kg, atendiendo a una distribución geográfica equilibrada.

**2.** Gasóleos para usos agrícola y marítimo (clase B). Las especificaciones técnicas para los gasóleos de uso agrícola y marítimo (clase B) son las que se relacionan en el anexo III de este Real Decreto.

El contenido máximo de azufre del gasóleo clase B tanto para uso marítimo como el utilizado en máquinas móviles no de carretera y tractores agrícolas y forestales, a partir del 1 de enero de 2008, no superará el 0,10 % en masa.

**3.** Gasóleos de calefacción (clase C). Las especificaciones para los gasóleos de calefacción (clase C) son las que se relacionan en el anexo III de este Real Decreto.

A partir del 1 de enero de 2008, el contenido máximo de azufre del gasóleo de calefacción (clase C) no superará el 0,10 % en masa.

- **Cuatro.** El párrafo primero del artículo 4, Especificaciones técnicas de los fuelóleos, queda redactado en los siguientes términos:

Las especificaciones técnicas para los fuelóleos, con exclusión del combustible para uso marítimo, son las que se relacionan en el anexo IV de este Real Decreto.

- **Cinco.** El artículo 7, Muestreo y análisis, queda redactado en los siguientes términos:

Con el fin de dar cumplimiento a lo dispuesto en las Directivas 98/70/CE, 2003/17/CE, 1999/32/CE y 2005/33/CE, en lo que respecta al control del cumplimiento de las especificaciones y presentación a la Comisión Europea de informes anuales sobre la calidad de los productos petrolíferos contemplados en este real decreto, las comunidades autónomas adoptarán las medidas necesarias para controlar mediante muestreos las especificaciones técnicas de gasolinas, gasóleos, combustibles para uso marítimo y fuelóleos. Dichos muestreos deberán realizarse después de transcurridos seis meses a partir de la fecha en que sea exigible el límite máximo de dichas especificaciones para el combustible de que se trate, excepto en el caso de los combustibles para uso marítimo, para los que los muestreos empezarán a realizarse en la fecha en la que entre en vigor el límite máximo de contenido en azufre correspondiente. Los muestreos se realizarán con la suficiente frecuencia garantizando, en todo caso, que las muestras sean representativas del combustible examinado.

Antes del 30 de abril de cada año, las comunidades autónomas deberán comunicar a la Dirección General de Política Energética y Minas, del Ministerio de Industria, Turismo y Comercio, los resultados de los muestreos realizados.

Dichos resultados deberán ajustarse, en lo referente a las gasolinas y al gasóleo de automoción (clase A), al formato establecido al efecto mediante Decisión de la Comisión, de 18 de febrero de 2002, recogido en los anexos VIII y IX del presente Real Decreto.

En lo referente a los gasóleos clase B, para uso marítimo, combustibles para uso marítimo y gasóleo clase C, de calefacción, así como a los fuelóleos, los datos que se requieren deberán indicar el contenido de azufre de los citados productos.

La Dirección General de Política Energética y Minas, del Ministerio de Industria, Turismo y Comercio podrá cambiar los formatos recogidos en los citados anexos VIII y IX, de presentación de datos, adaptándolo a los posibles nuevos formatos que la Comisión europea pudiera establecer.

Se podrán utilizar, con el fin de garantizar el contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo, cada uno de los siguientes métodos de muestreo, análisis e inspección, según proceda:

- a.muestreo, con arreglo a las directrices de la OMI, del combustible para uso marítimo destinado a combustión a bordo cuando se esté suministrando a los buques, y análisis de su contenido de azufre.
- b.muestreo y análisis del contenido en azufre del combustible para uso marítimo destinado a combustión a bordo contenido en tanques, cuando sea posible, y en muestras selladas a bordo de los buques.
- c.inspección de los diarios de navegación y de los comprobantes de entrega de carburante de los buques.

El método de referencia adoptado para determinar el contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo será el definido en la norma UNE EN ISO 8754:2004. Productos petrolíferos. Determinación del contenido de azufre-Método por fluorescencia de energía dispersiva de rayos X.

- **Seis.** Se inserta antes del artículo 8 el título del capítulo II del siguiente modo:  
CAPÍTULO II. BIOCARBURANTES.
- **Siete.** Se inserta después del artículo 8 el siguiente capítulo:

### **CAPÍTULO III. CONTENIDO DE AZUFRE DE LOS COMBUSTIBLES PARA USO MARÍTIMO.**

#### **Artículo 9. Definiciones.**

Se entiende por "combustible para uso marítimo" cualquier combustible líquido derivado del petróleo destinado a ser usado a bordo de una embarcación, incluidos los combustibles definidos en la norma ISO 8217.

Se entiende por "combustible diesel para uso marítimo" cualquier combustible para uso marítimo cuya viscosidad o densidad se sitúe dentro de los límites determinados para las calidades DMB y DMC definidas en la tabla I de ISO 8217.

Se entiende por "gasóleo para uso marítimo" cualquier combustible para uso marítimo cuya viscosidad o densidad se sitúe dentro de los límites determinados para las calidades DMX y DMA definidas en la tabla I de ISO 8217.

#### **Artículo 10. Contenido máximo de azufre de los combustibles para uso marítimo utilizados en zonas de Control de Emisiones de SO<sub>x</sub> o utilizados por buques de pasajeros en servicios regulares efectuados desde o hacia puertos comunitarios.**

1. En las aguas territoriales, zonas económicas exclusivas y zonas de control de la contaminación situadas dentro de las Zonas de Control de Emisiones de SO<sub>x</sub> no se podrán utilizar combustibles para uso marítimo con un contenido en azufre superior al

1,5 % en masa. Esta disposición se aplicará a cualquier buque de cualquier pabellón, incluidos aquellos cuya travesía hubiera comenzado fuera de la Comunidad Europea.

**2.** Las fechas de aplicación relativas al apartado 1 serán las siguientes:

- a. para la zona del Mar Báltico a que se refiere la regla 14(3)(a) del anexo VI del Convenio MARPOL: el 11 de agosto de 2006;
- b. para el Mar del Norte:
  - b.1 12 meses después de la entrada en vigor de la designación de la OMI, con arreglo a los procedimientos establecidos, o
  - b.2 el 11 de agosto de 2007, si esta última fecha es anterior;
- c. para las demás zonas marítimas, incluidos los puertos, que la OMI designe posteriormente como Zonas de Control de Emisiones de SO<sub>x</sub> conforme a la regla 14(3)(b) del anexo VI del Convenio MARPOL: 12 meses después de la entrada en vigor de dicha designación.

**3.** La Administración competente definirá y desarrollará los procedimientos necesarios para controlar el cumplimiento de lo previsto en el apartado 1, al menos por lo que respecta a los buques que enarboleden pabellón español.

Se podrán asimismo tomar medidas de ejecución adicionales con respecto a otros buques, de conformidad con el Derecho marítimo internacional.

**4.** A partir de la fecha a que se refiere el apartado 2, letra a, los buques de pasajeros en servicios regulares efectuados desde o hacia cualquier puerto comunitario no podrán utilizar en aguas territoriales españolas, zonas económicas exclusivas y zonas de control de la contaminación combustibles para uso marítimo con un contenido en azufre superior al 1,5 % en masa. La Administración competente definirá y desarrollará los procedimientos necesarios para controlar el cumplimiento de este requisito, al menos por lo que respecta a los buques que enarboleden pabellón español y a los buques de cualquier pabellón mientras permanezcan en puertos españoles.

5. A partir de la fecha a que se refiere el apartado 2, letra a, y de conformidad con la regla 18 del anexo VI del MARPOL, la Administración competente deberá:

- a. mantener un registro de proveedores de combustible para uso marítimo,
- b. definir y desarrollar los procedimientos necesarios para controlar que los proveedores documenten el contenido de azufre de todos los combustibles para uso marítimo vendidos en territorio español mediante el comprobante de entrega de combustible, acompañado por una muestra precintada y firmada por el representante del buque receptor. En caso de que se detecten incumplimientos en lo anterior, se estará a lo dispuesto en los regímenes de infracciones y sanciones que resulten de aplicación,
- c. definir y desarrollar las medidas necesarias para restablecer la conformidad de cualquier combustible para uso marítimo no conforme descubierto. En caso de que se detecten incumplimientos en lo anterior, se estará a lo dispuesto en los regímenes de infracciones y sanciones que resulten de aplicación.

6. A partir de la fecha a que se refiere el apartado 2, letra a, no se podrá comercializar en territorio español combustible diesel para uso marítimo con un contenido en azufre superior al 1,5 % en masa.

**Artículo 11. Contenido máximo de azufre de los combustibles para uso marítimo utilizados por los buques de navegación interior y los buques atracados en puertos comunitarios.**

1. Con efectos a partir 1 de enero de 2010, los buques que se indican seguidamente no podrán utilizar combustibles para uso marítimo con un contenido en azufre superior al 0,1 % en masa:

- a. los buques de navegación interior, y
- b. los buques atracados en puertos españoles, concediendo a la tripulación el tiempo suficiente para efectuar la operación de cambio de combustible lo antes posible después del atraque y lo más tarde posible antes de la salida.

Se registrará en el libro de navegación la duración de toda operación de cambio de combustible.

**2.** Las disposiciones del apartado 1 no serán aplicables:

- a. cuando, con arreglo a los horarios publicados, los buques vayan a permanecer atracados durante menos de dos horas;
- b. en el caso de los buques de navegación interior en posesión de un certificado que demuestre su conformidad con el Convenio Internacional para la Seguridad de la Vida Humana en el Mar, de 1974, en su versión modificada, mientras dichos buques se hallen en el mar;
- c. a los buques que apagan todas las máquinas y se conectan a la electricidad en tierra mientras están atracados en un puerto.

**3.** Con efectos a partir de 1 de enero de 2010, no se podrá comercializar en territorio español gasóleo para uso marítimo con un contenido en azufre superior al 0,1 % en masa.

- **Ocho.** Se añade una nueva disposición adicional tercera:

**DISPOSICIÓN ADICIONAL TERCERA. Excepciones en cuanto a la limitación del contenido de azufre de determinados combustibles líquidos derivados del petróleo.**

No obstante, las limitaciones en el contenido de azufre de determinados combustibles líquidos derivados del petróleo establecidas en el presente Real Decreto no se aplicarán:

- a.al combustible destinado a fines de investigación y pruebas;
- b.al combustible destinado a ser transformado antes de su combustión final;
- c.al combustible que vaya a ser transformado en la industria del refino;
- d.al combustible utilizado y comercializado en las regiones ultraperiféricas siempre que se puedan garantizar que en esas regiones:
  - d.1 se respetan las normas de calidad del aire,
  - d.2 no se utiliza fuelóleo pesado cuyo contenido en azufre supere el 3 % en masa;
- e.al combustible utilizado por los buques de guerra y demás buques destinados a usos militares. Sin embargo, las Autoridades competentes tratarán de garantizar, mediante la adopción de medidas oportunas que no perjudiquen las operaciones ni la capacidad operativa de dichos buques, que éstos funcionan, dentro de lo que es razonable y práctico, en consonancia con lo dispuesto en el presente Real Decreto;
- f.a la utilización de combustible en un buque que sea necesaria para el fin concreto de proteger la seguridad de un buque o para salvar vidas en el mar;
- g.a la utilización de combustible en un buque que sea necesaria a causa de los daños sufridos por un buque o sus equipos, siempre que después de producirse el daño se hayan tomado todas las precauciones razonables para prevenir o



reducir al máximo el exceso de emisiones y se tomen medidas lo antes posible para reparar los daños. La presente disposición no se aplicará si el propietario o el capitán han actuado con la intención de causar el daño o con imprudencia temeraria;

h.al combustible utilizado a bordo de buques que utilicen tecnologías aprobadas de reducción de las emisiones, contempladas en la Directiva 2005/33/CE.

#### **DISPOSICIÓN TRANSITORIA ÚNICA. Islas Canarias.**

Hasta el 1 de enero de 2010, el contenido máximo de azufre no será aplicable al gasóleo para uso marítimo que se utilice en las Islas Canarias, pudiéndose utilizar en dicho territorio gasóleo para uso marítimo con un contenido en azufre superior a los límites establecidos, siempre y cuando no supere el 0,30 % en masa.

#### **DISPOSICIÓN FINAL PRIMERA. Incorporación de Derecho de la Unión Europea.**

Mediante este Real Decreto se incorpora al derecho español la Directiva 2005/33/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 6 de julio de 2005, por la que se modifica la Directiva 1999/32/CE en lo relativo al contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo.

#### **DISPOSICIÓN FINAL SEGUNDA. Entrada en vigor.**

El presente Real Decreto entrará en vigor el día siguiente al de su publicación en el Boletín Oficial del Estado.

Dado en Madrid, el 15 de septiembre de 2006.

## ***PRÓLOGO DEL AUTOR***

Es para mí una orgullo formar parte del grupo de investigación TEP109 del PAIDI, sobre Tensioactividad y Energías alternativas o Renovables, y por ello quiero agradecer la realización del presente estudio a D. León Cohen Mesonero, miembro del Departamento de Ingeniería Química, Tecnología de Alimentos y Tecnologías del Medio Ambiente de la Universidad de Cádiz y especialista en el área de Ingeniería Química.

Gracias a la colaboración prestada por D. León Cohen Mesonero, he conseguido desarrollar la técnica de ahorro energético que desarrollamos en el presente estudio: la *Tecnología Pinch*. El objetivo principal de la aplicación de esta técnica es determinar el ahorro energético previsible en instalaciones industriales, especialmente las industrias de procesos químicos, evaluando los costes de energía de servicios auxiliares. Ello requiere un exhaustivo estudio previo de la unidad de proceso objeto de estudio, que en nuestro caso es la unidad de *Craqueo Térmico de Crudo*, además de un estudio energético de la misma y un nuevo diseño de las líneas de flujo de corrientes, estudios que me han resultado muy enriquecedores, ya que han asentado aún más mis bases sobre tal unidad de proceso.

También agradecer la atención prestada por el profesor D. Juan José Gómez Sánchez, en tema de obtención de datos necesarios para la realización del estudio, y de todo el personal del área de Combustibles, del departamento de Operaciones de Refinería Gibraltar-San Roque, que me han facilitado todo lo que he necesitado durante la realización del estudio y me han hecho muy fácil y agradable la integración a mi nueva etapa laboral.

También me acordaré de antiguos compañeros y jefes de mi antigua etapa laboral en Interquisa, que me ayudaron en mis inicios a la aplicación de este método de ahorro energético. En especial, quisiera resaltar mi agradecimiento a D. César Martínez y D. Luis Marco, mis antiguos jefes de la unidad de PTA del departamento de Operaciones de Interquisa, que me ayudaron en todo lo posible.

No terminaré este prólogo sin agradecer el apoyo prestado por mis padres y mi novia Alba, cuyos ánimos y comprensión en ciertos momentos durante la realización del estudio han sido determinantes para que este siga adelante y hoy sea una realidad.

Juan Pedro Espinosa Valero  
San Roque, 2009

---

# *ÍNDICE*

---

	<b>Pág</b>
Índice general de símbolos.....	<b>3</b>
<b>1. Introducción.....</b>	<b>6</b>
<b>2. Fundamentos del Craqueo Térmico de Crudo.....</b>	<b>15</b>
2.1. Introducción al proceso de Craqueo Térmico.....	19
2.2. Química del Craqueo Térmico.....	24
2.3. Efectos del Craqueo Térmico sobre el fuel.....	28
2.4. Descripción del proceso.....	31
2.5. Importancia del Craqueo Térmico en el Blending de Fuel-Oil.....	43
<b>3. Fundamentos teóricos de la Tecnología Pinch.....</b>	<b>49</b>
3.1. Identificación de corrientes de proceso.....	58
3.2. Extracción de datos térmicos de las corrientes.....	60
3.3. Selección de valores de estudio $\Delta T_{\min}$ . ....	63
3.4. Elaboración de las curvas de proceso y obtención del punto pinch..	70
3.5. Estimación de consumos y costes energéticos mínimos.....	95
3.6. Estimación del área total de intercambio de calor y coste de la red de intercambiadores.....	103
3.7. Estimación de $\Delta T_{\min}$ óptimo por balance entre costes energéticos y costes de equipos.....	148
3.8. Estimación de $\Delta T_{\min}$ práctico para el diseño de la red de intercambiadores.....	154
3.9. Diseño de la red de intercambiadores de calor para $\Delta T_{\min}$ práctico.....	157

<b>4. Aplicación de la Tecnología Pinch al proceso de Craqueo Térmico.....</b>	<b>204</b>
4.1. Aplicación de la Tecnología Pinch al caso 1.....	212
4.2. Aplicación de la Tecnología Pinch al caso 2.....	289
<b>5. Proceso de combustión en hornos.....</b>	<b>348</b>
5.1. Fundamentos del horno del proceso de Craqueo Térmico.....	364
5.2. Tipo de combustible utilizado para el análisis.....	368
5.3. Cálculo de la cantidad de combustible necesario y cantidad de CO <sub>2</sub> emitido a la atmósfera.....	374
<b>6. Conclusión del estudio.....</b>	<b>409</b>
<b>7. Simulación de la Tecnología Pinch con HX-NET de Aspen.....</b>	<b>448</b>
7.1. Simulación del caso 1.....	454
7.2. Simulación del caso 2.....	461
<b>8. Anexos.....</b>	<b>468</b>
8.1. Calidades y rendimientos de distintos tipos de Crudo.....	469
8.2. Perfil de temperaturas actuales de intercambios de calor con servicios auxiliares.....	470
8.3. Perfil de temperaturas actuales de intercambiadores de la red de precalentamiento.....	477
8.4. Resultados del Análisis Pinch para el caso 1.....	483
8.5. Resultados del Análisis Pinch para el caso 2.....	486
8.6. Legislación actual en materia del contenido de azufre en combustibles.....	489
<b>Bibliografía.....</b>	<b>537</b>

---

## **ÍNDICE GENERAL DE SÍMBOLOS**

---

<b>Símbolo</b>	<b>Significado</b>	<b>Unidades</b>
<b>A</b>	Área de transferencia de calor	m <sup>2</sup>
<b>A*</b>	Área ficticia de transferencia de calor	m <sup>2</sup>
<b>C<sub>p</sub></b>	Calor específico	kcal/kg·°C
<b>CP</b>	Poder calorífico	kcal/h·°C
<b>C<sub>R</sub></b>	Masa de Carbono residual por kg de combustible	kg/kg comb.
<b>C<sub>R</sub>'</b>	Masa de Carbono residual por kg de residuo	kg/kg residuo
<b>F<sub>T</sub></b>	Factor de corrección para cambiadores multipaso	
<b>h</b>	Coefficiente de película	kcal/h·m <sup>2</sup> ·°C
<b>m</b>	Masa por kg de combustible	kg/kg comb.
<b>M</b>	Masa atómica de un elemento químico	kg/kmol
<b><i>m</i></b>	Caudal másico	kg/h
<b>n</b>	Coefficiente de exceso de oxígeno en el horno de proceso	
<b>N</b>	Número de unidades de la red de intercambio	
<b>N<sub>k</sub></b>	Número de intercambiadores tipo 1-2 en serie	
<b>P</b>	Efectividad térmica	
<b>P<sub>m</sub></b>	Peso molecular de un compuesto	kg/kmol
<b>PCI</b>	Poder calorífico inferior del combustible por kg de combustible	(kcal/h)/kg comb.
<b>P<sub>ig</sub></b>	Pérdidas por inquemados gaseosos por kg de combustible	(kcal/h)/kg comb.

## *Índice general de símbolos*

$P_{is}$	Pérdidas por inquemados sólidos por kg de combustible	kcal/h/kg comb.
$P_{trans}$	Pérdidas por transmisión	kcal/h
$Q$	Cambio de entalpía en forma de calor	kcal/h
$q_i$	Transferencia de calor por tramo de entalpía para corrientes calientes	$^{\circ}\text{C}\cdot\text{m}^2$
$q_j$	Transferencia de calor por tramo de entalpía para corrientes frías	$^{\circ}\text{C}\cdot\text{m}^2$
$Q_{Cmin}$	Necesidades energéticas óptimas de enfriamiento	kcal/h
$Q_{Hmin}$	Necesidades energéticas óptimas de calentamiento	kcal/h
$Q_{rec}$	Calor recuperado por integración de corrientes	kcal/h
$R$	Relación entre cargas caloríficas de corrientes	
$S$	Número de corrientes (incluidos “utilities”)	
$T$	Temperatura	$^{\circ}\text{C}$
$T^*$	Temperatura modificada	$^{\circ}\text{C}$
$T_0$	Temperatura del entorno	$^{\circ}\text{C}$
$T_e$	Temperatura de entrada de aire al horno de proceso	$^{\circ}\text{C}$
$T_s$	Temperatura de salida de humos del horno de proceso	$^{\circ}\text{C}$
$T_{ref}$	Temperatura de referencia para balance energético de combustión	$^{\circ}\text{C}$
$T_s$	Temperatura de suministro	$^{\circ}\text{C}$
$T_o$	Temperatura objetivo	$^{\circ}\text{C}$
$T_{TFT}$	Temperatura teórica de llama	$^{\circ}\text{C}$
$U$	Coeficiente global de transmisión de calor	$\text{kcal/h}\cdot\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$
$v$	Velocidad de los humos que salen del horno de proceso	m/s
$\dot{V}$	Volumen de gas por kg de combustible	$\text{Nm}^3/\text{kg comb.}$
$W$	Cambio de entalpía por cambio de presión	kcal/h

## *Índice general de símbolos*

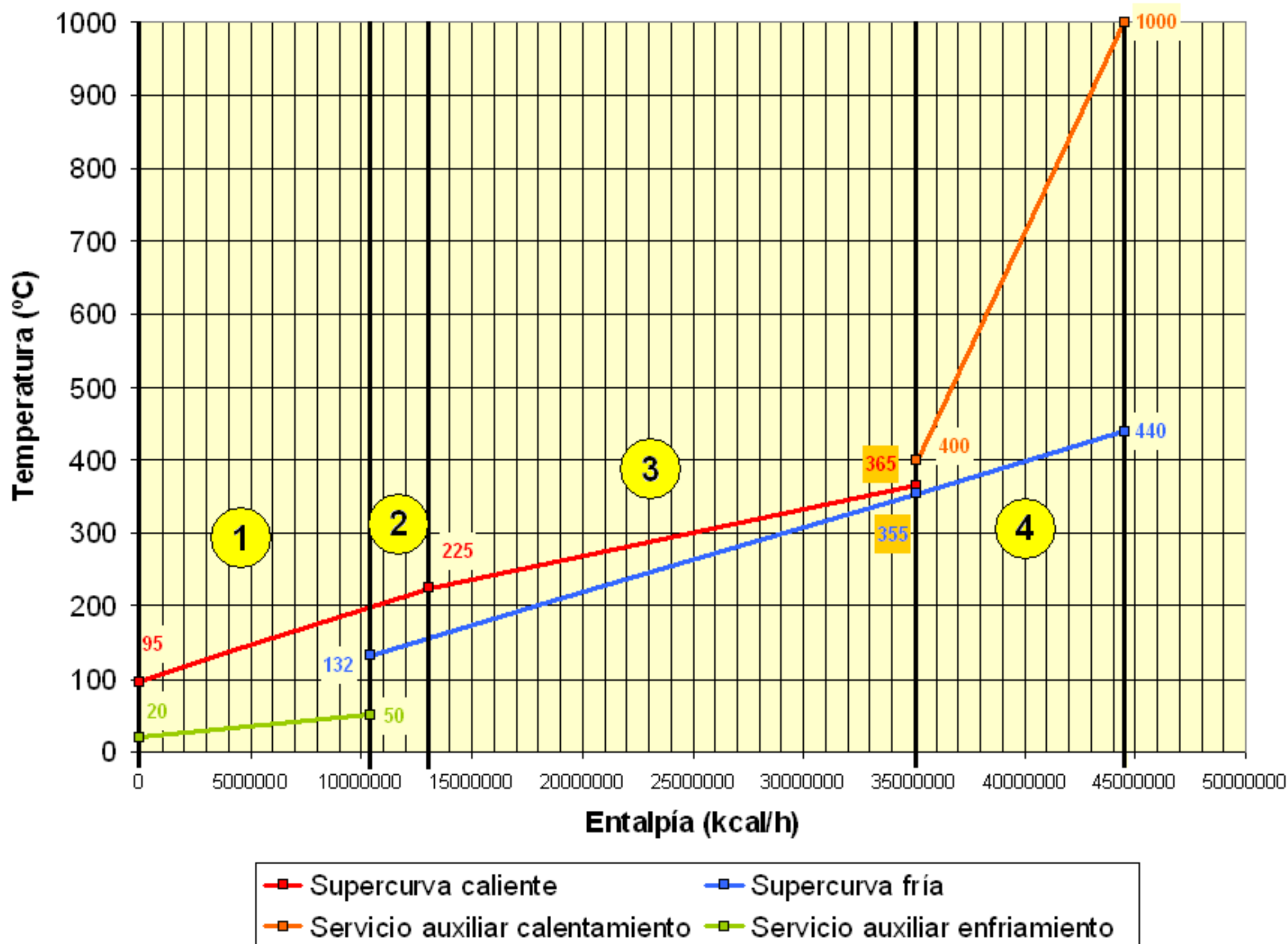
<b><math>\Delta H</math></b>	Diferencia de entalpía	kcal/h
<b><math>\Delta T_1</math></b>	Diferencia de temperatura de entrada en un intercambiador a contracorriente	°C
<b><math>\Delta T_2</math></b>	Diferencia de temperatura de salida en un intercambiador a contracorriente	°C
<b><math>\Delta T_{ML}</math></b>	Media logarítmica de temperaturas	°C
<b><math>\Delta T^*</math></b>	Diferencia de temperatura ficticia de por corriente	°C
<b><math>\rho</math></b>	Densidad	kg/Nm <sup>3</sup>
<b><math>\eta_H</math></b>	Eficiencia energética del horno de proceso	
<b><math>\Phi</math></b>	Coeficiente de coste de intercambiador	
<b><math>\chi_p</math></b>	Parámetro de diseño de cambiadores de calor	



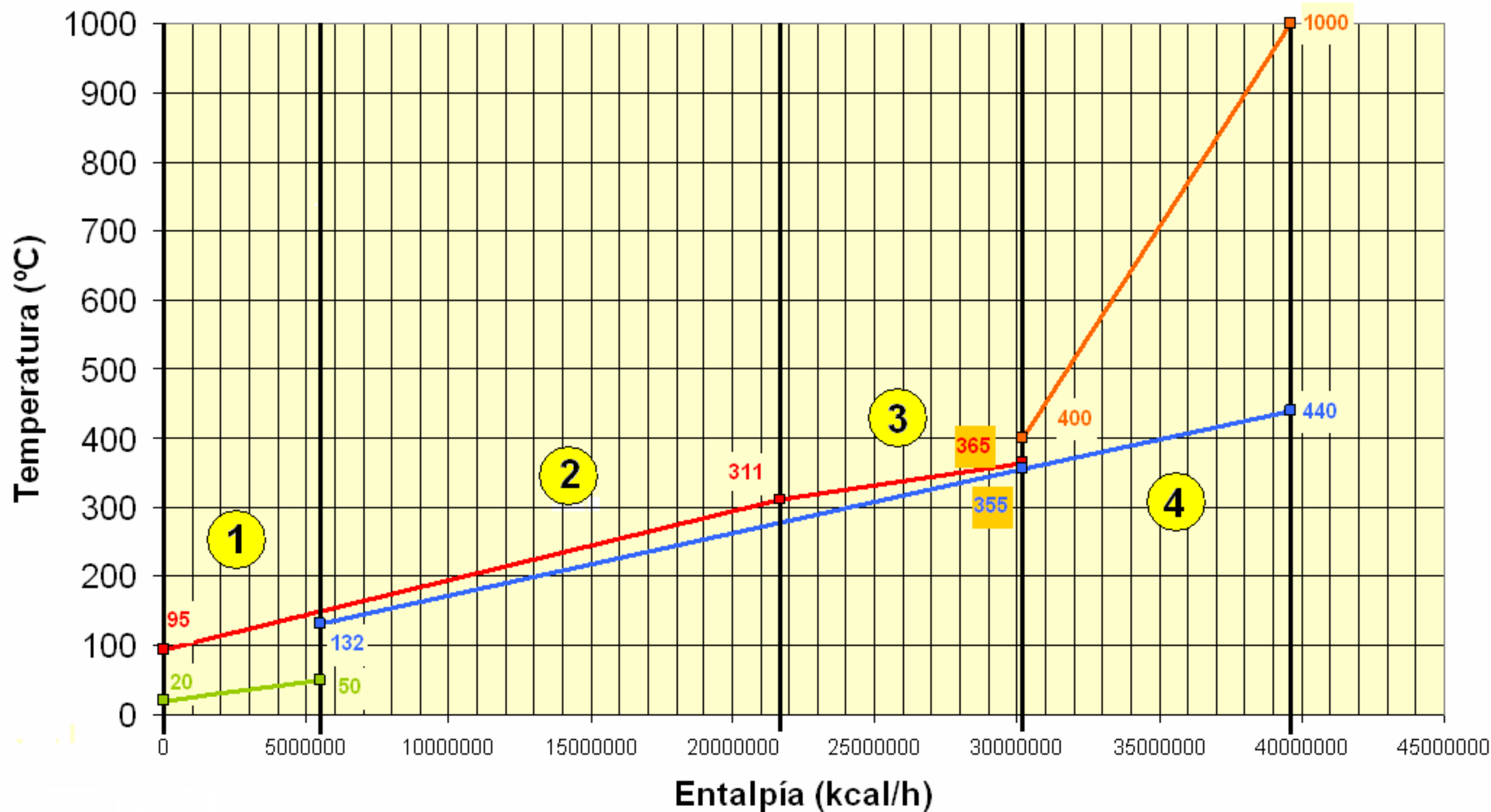
- [1] Cohen Mesonero, León; 2003. Diseño y Simulación de Procesos Químicos.
- [2] Frank P. Incropera y David P. DeWitt; 1999. Fundamentos de Transferencia de Calor.
- [3] Yunus A. Çengel y Michael A. Boles; 2007. Termodinámica.
- [4] Linnhoff B, 1994. Use Pinch Analysis to knock down capital cost and emissions.
- [5] C.J. Renedo, P. Fernández Díez, and D. Silió; 2003. Tecnología pinch para el diseño de redes de intercambiadores de calor. Líneas térmicas con capacidad calorífica variable. Ingeniería Química.
- [6] Robert H. Perry; 1997. Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7ª edición.
- [7] D. Kern, 1965. Procesos de transferencia de calor. McGraw-Hill Book Co.
- [8] Israel Herraiz Tabernero. Universidad de Cádiz, 2001. Optimización del consumo energético de procesos industriales. Tecnología de Pinch. Combinación con el Análisis de Exergía.
- [9] José María Castillo Rodríguez. Universidad de Cádiz, 2009. Análisis y Estudio de la Tecnología de Pinch. Aplicación a la Unidad de Reacción de deshidrogenación de n-parafinas.
- [10] Manual de operación de la unidad de Destilación Atmosférica de Crudo. Refinería Gibraltar-San Roque; 2005.
- [11] Manual de operación de la unidad de Destilación a Vacío de Crudo. Refinería Gibraltar-San Roque; 2005.

- [12] **Manual de operación de la unidad de Craqueo Térmico de Crudo. Refinería Gibraltar-San Roque; 2005.**
- [13] **Manual de Operación de la unidad del Blending de Fuel. Refinería Gibraltar-San Roque; 2004.**
- [14] **Sara Bueno y Benjamín Pérez. Universidad de Sevilla, 2007. Hornos.**
- [15] **G. P. Purohit, Fluor Corp., Chemical Ingeneering; 1983. Estimating costs of shell and tubes heat exchangers.**
- [16] **Ruperto M. Palazón. Área de cálculo. Chimeneas industriales.**
- [17] **R. Aga Van Zeebroeck, Doctor en Ciencias Químicas, KU Leuven. Captura y secuestro de CO<sub>2</sub>. Revista *Ingeniería Química*. Junio 2007.**
- [18] **D. Domingo, M<sup>a</sup> F. Martínez y R. Mangas. Ahorro y eficiencia energética. Revista *Ingeniería Química*. Septiembre 2008.**
- [19] **Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, por el que se fijan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo, se regula el uso de determinados biocarburantes y el contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo.**
- [20] **Real Decreto 1027/2006, de 15 de septiembre, por el que se modifica el Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, en lo relativo al contenido de azufre de los combustibles para uso marítimo.**

## Curva compuesta balanceada para $DT_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$



# Curva compuesta balanceada para $DT_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$



—■— Supercurva caliente

—■— Supercurva fría

—■— Servicio auxiliar calentamiento

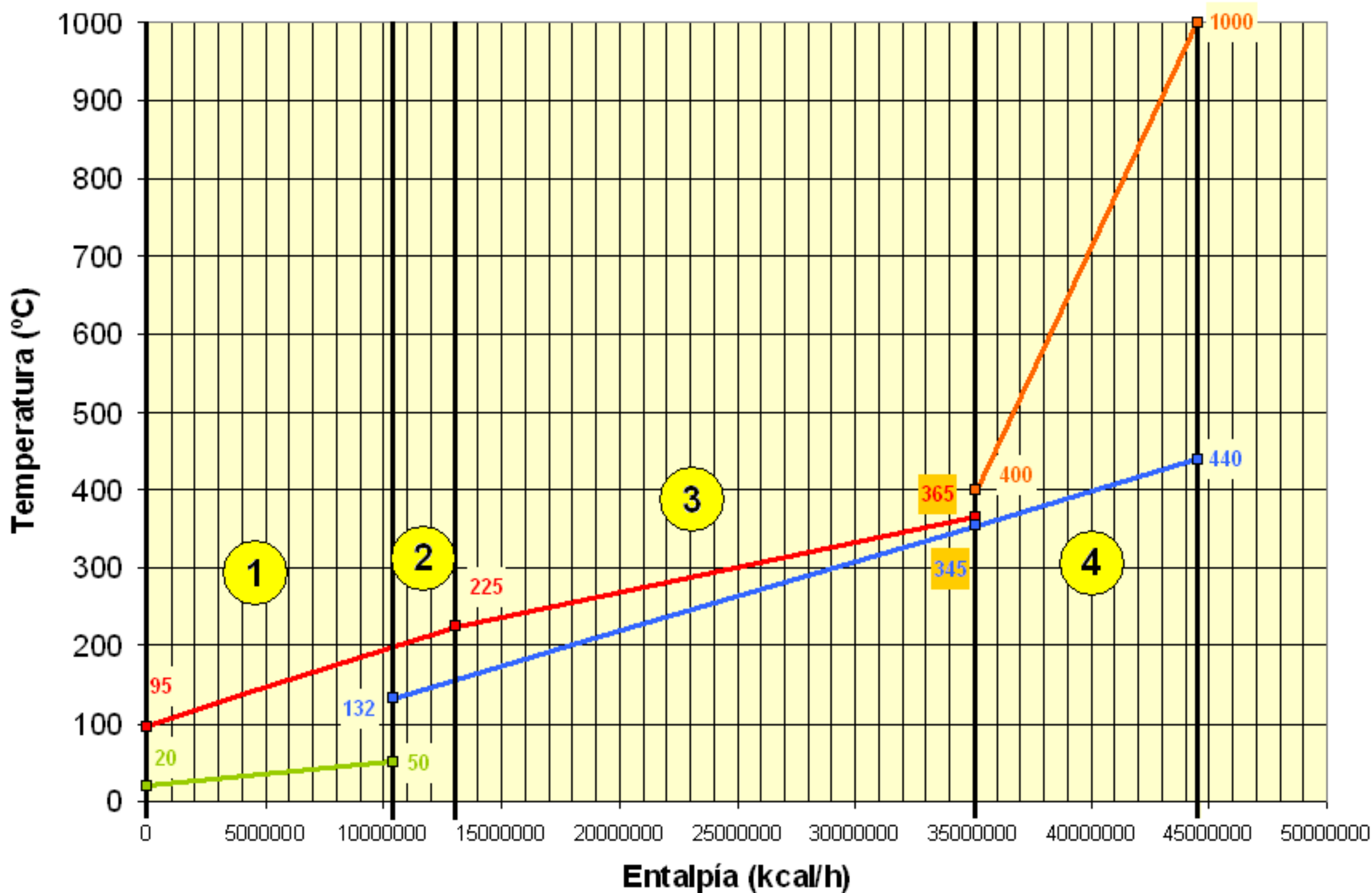
—■— Servicio auxiliar enfriamiento

Creado con

**nitro** PDF professional

Descarga la prueba gratuita online en [nitropdf.com/professional](http://nitropdf.com/professional)

# Curva compuesta balanceada para $DT_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$



Creado con

■ Supercurva caliente

■ Supercurva fría

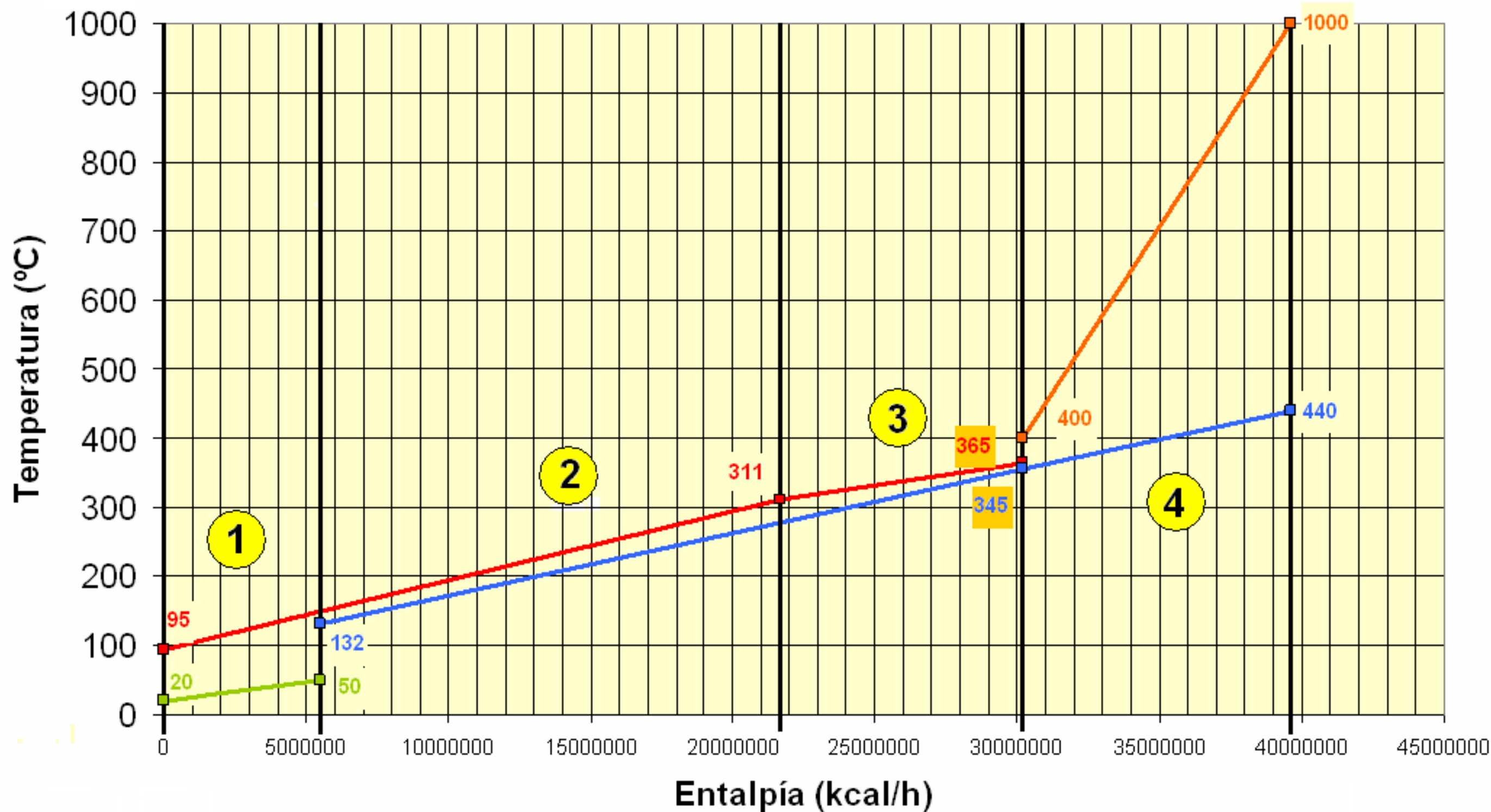
■ Servicio auxiliar calentamiento

■ Servicio auxiliar enfriamiento

**nitro**PDF<sup>®</sup> professional

descargue la prueba gratuita online en [nitropdf.com/professional](http://nitropdf.com/professional)

## Curva compuesta balanceada para $DT_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$



—■— Supercurva caliente

—■— Supercurva fría

—■— Servicio auxiliar calentamiento

—■— Servicio auxiliar enfriamiento

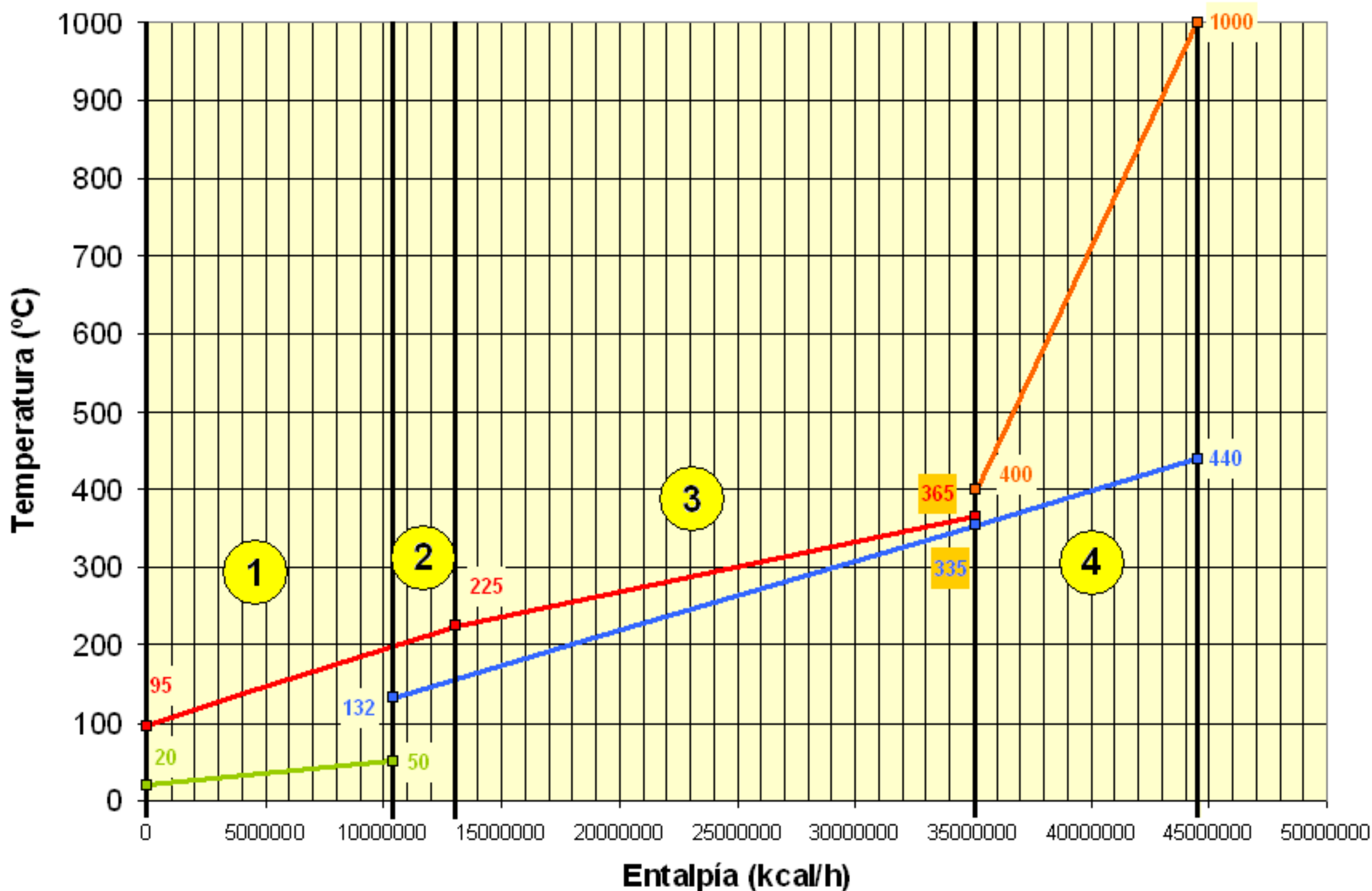
Creado con

**nitro** PDF

professional

Descarga esta prueba gratuita online en [nitropdf.com/professional](http://nitropdf.com/professional)

## Curva compuesta balanceada para $DT_{\min} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$



Creado con

■ Supercurva caliente

■ Supercurva fría

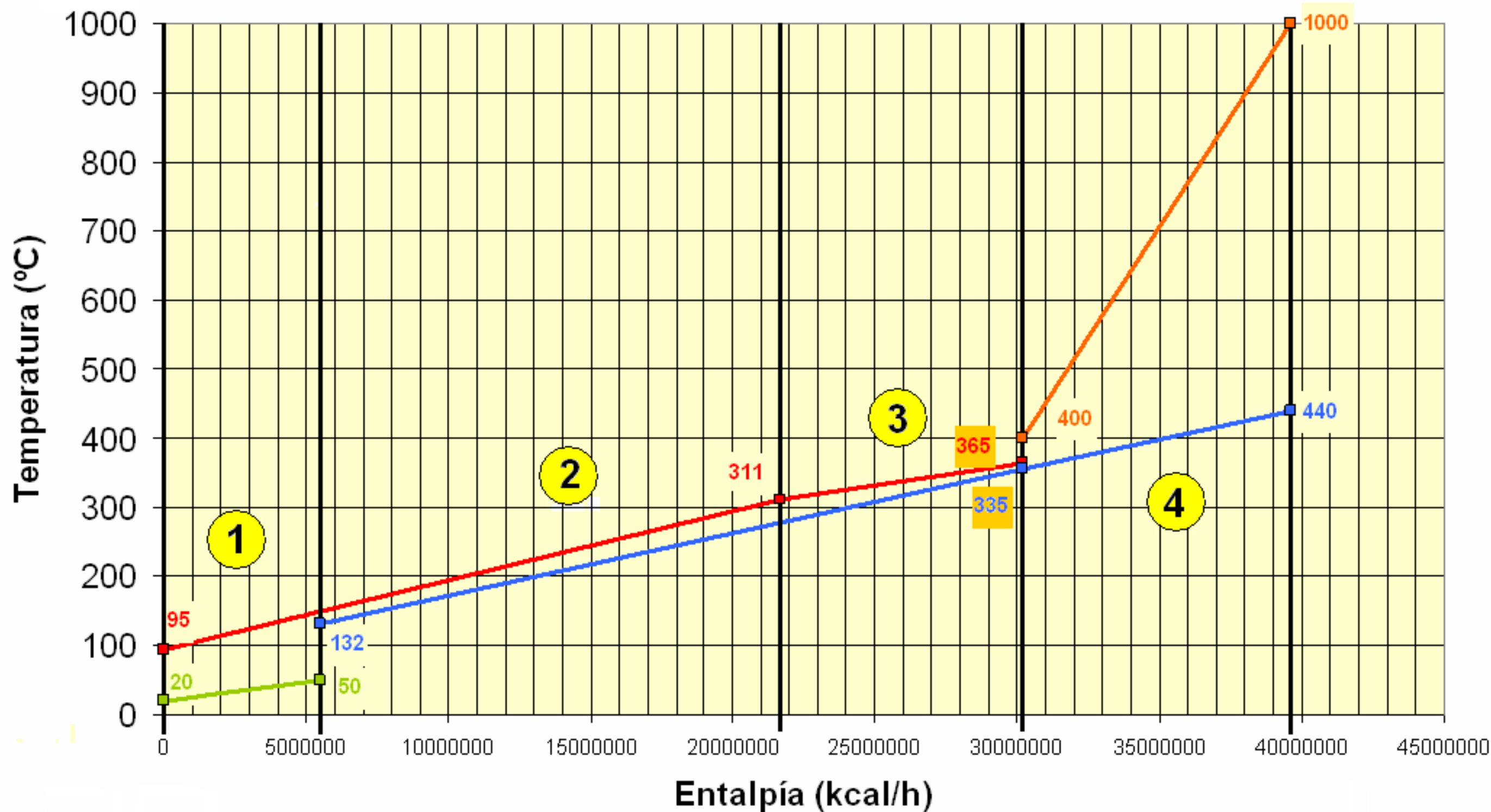
■ Servicio auxiliar calentamiento

■ Servicio auxiliar enfriamiento

**nitro**PDF<sup>®</sup> professional

descargue la prueba gratuita online en [nitropdf.com/professional](http://nitropdf.com/professional)

## Curva compuesta balanceada para $DT_{\min} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$



—■— Supercurva caliente

—■— Supercurva fría

—■— Servicio auxiliar calentamiento

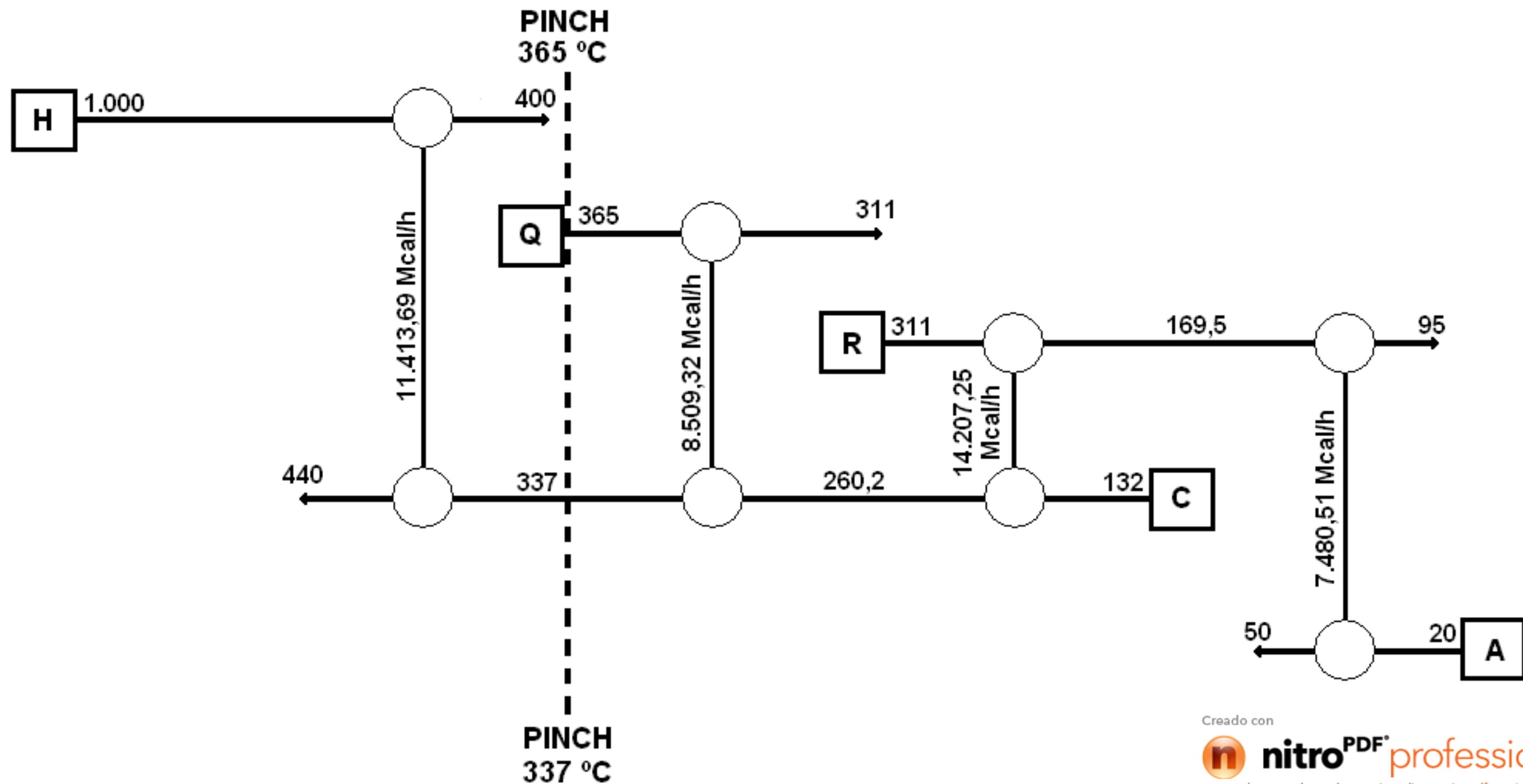
—■— Servicio auxiliar enfriamiento

Creado con

**nitro** PDF<sup>®</sup> professional

Descarga la prueba gratuita online en [nitropdf.com/professional](http://nitropdf.com/professional)

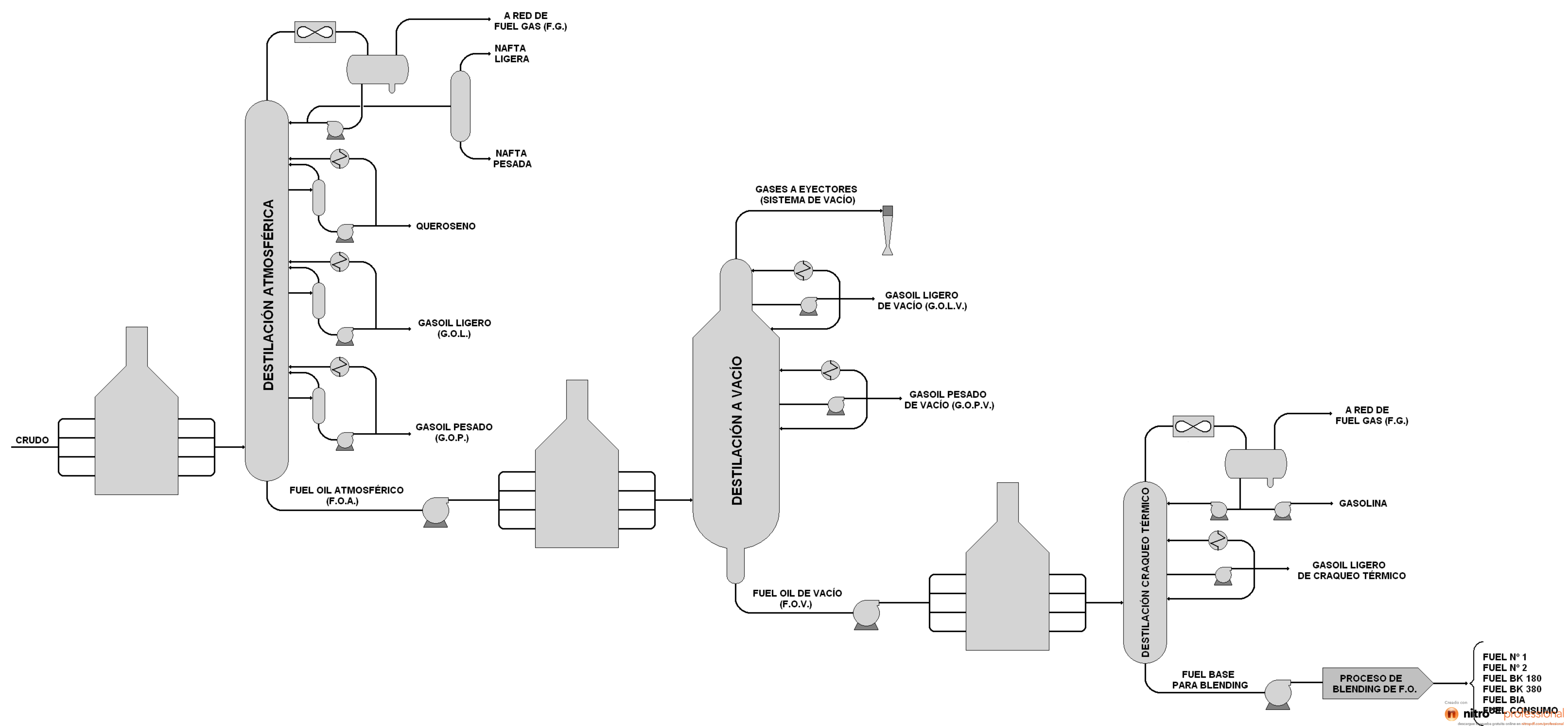


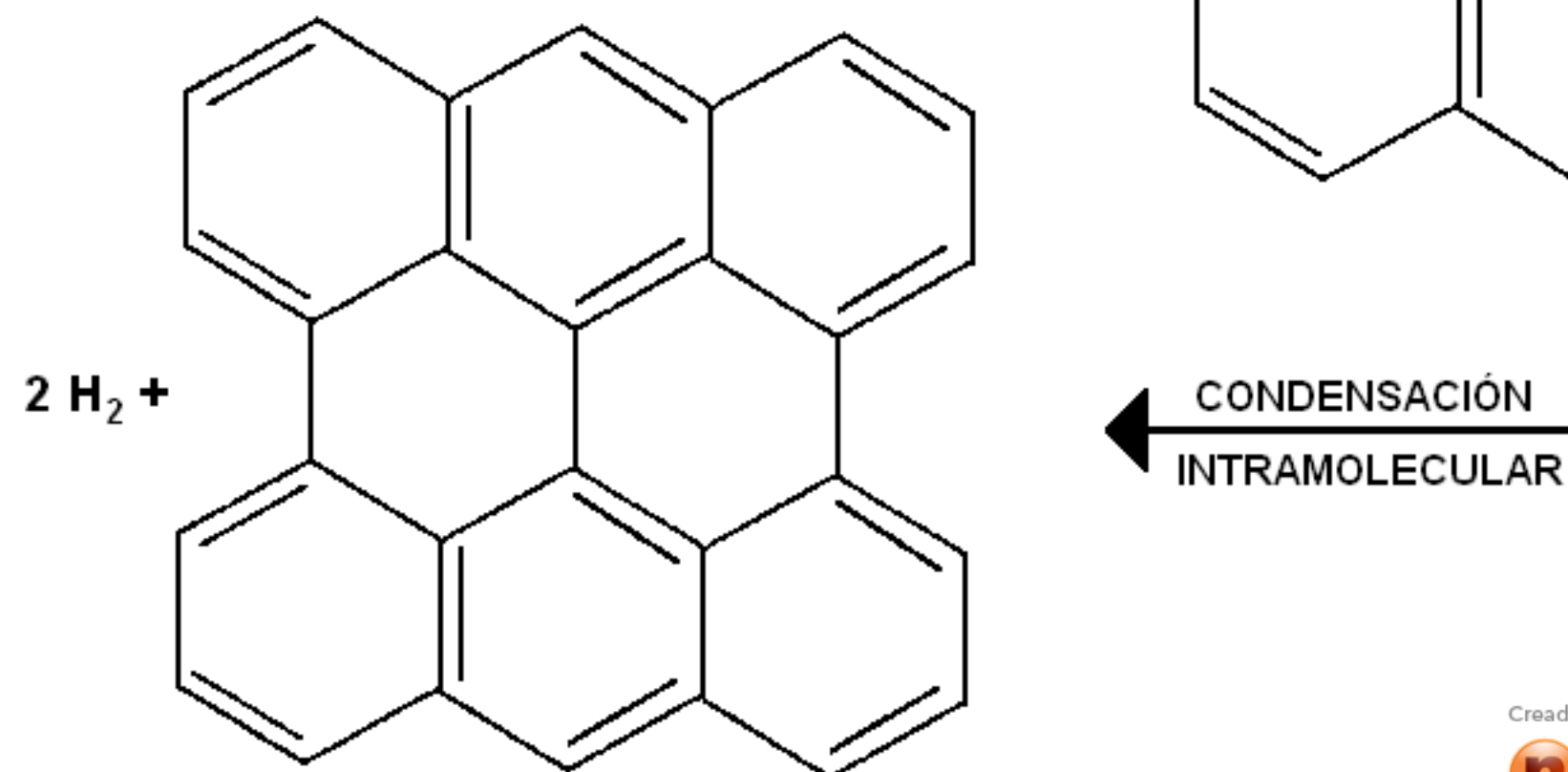
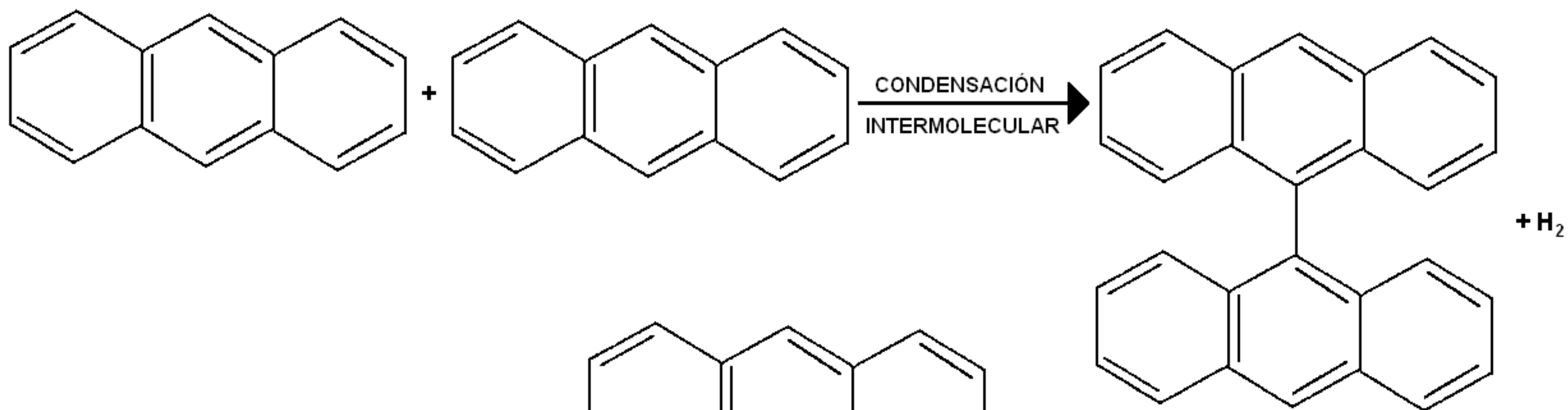
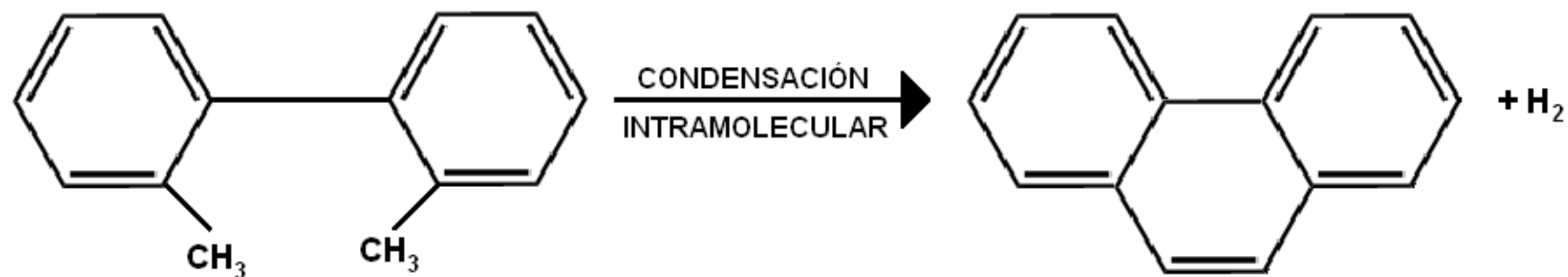
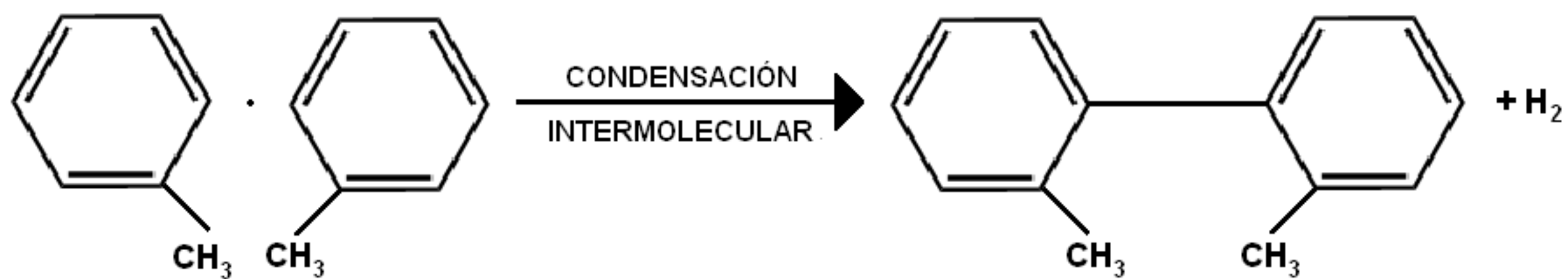


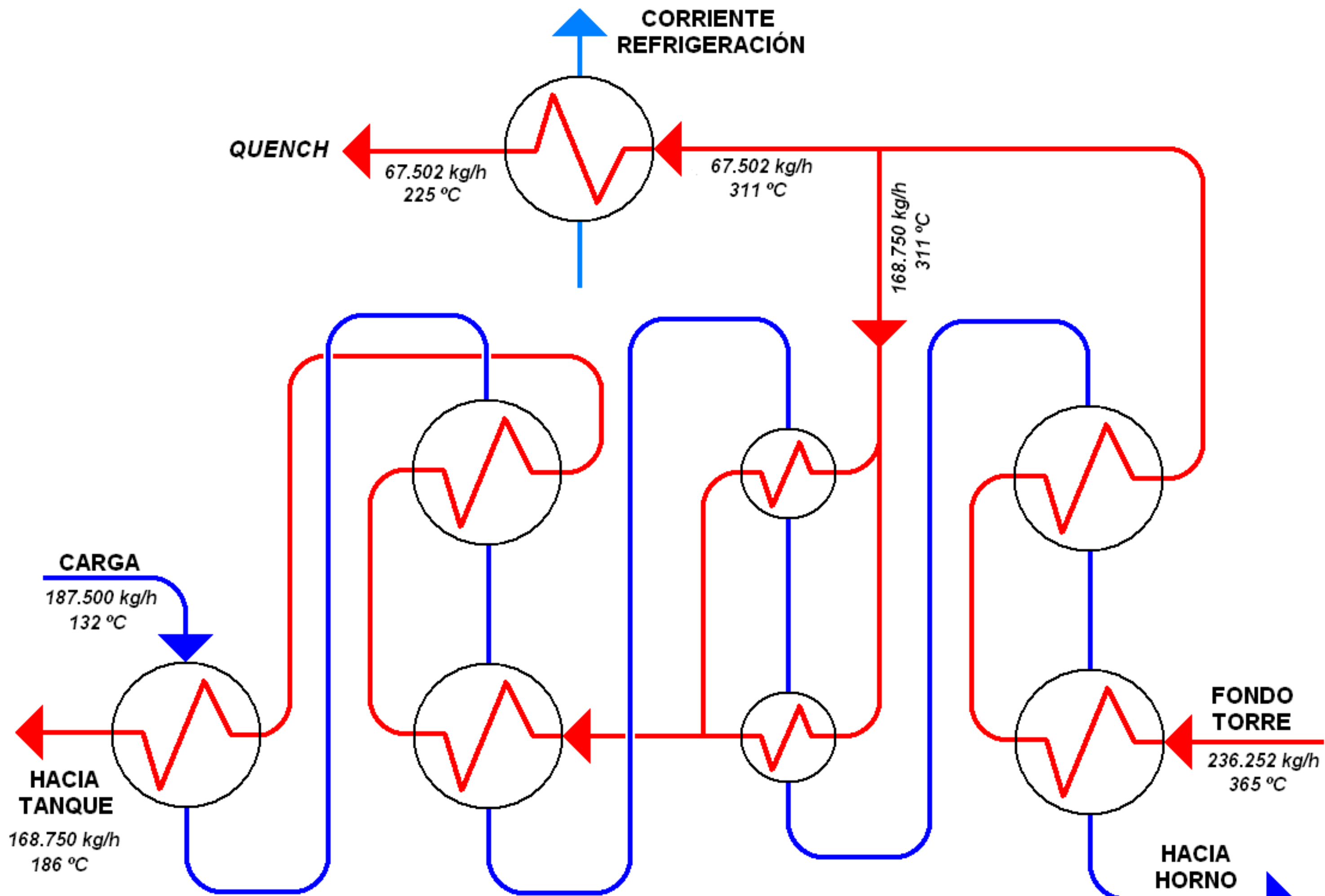
Creado con

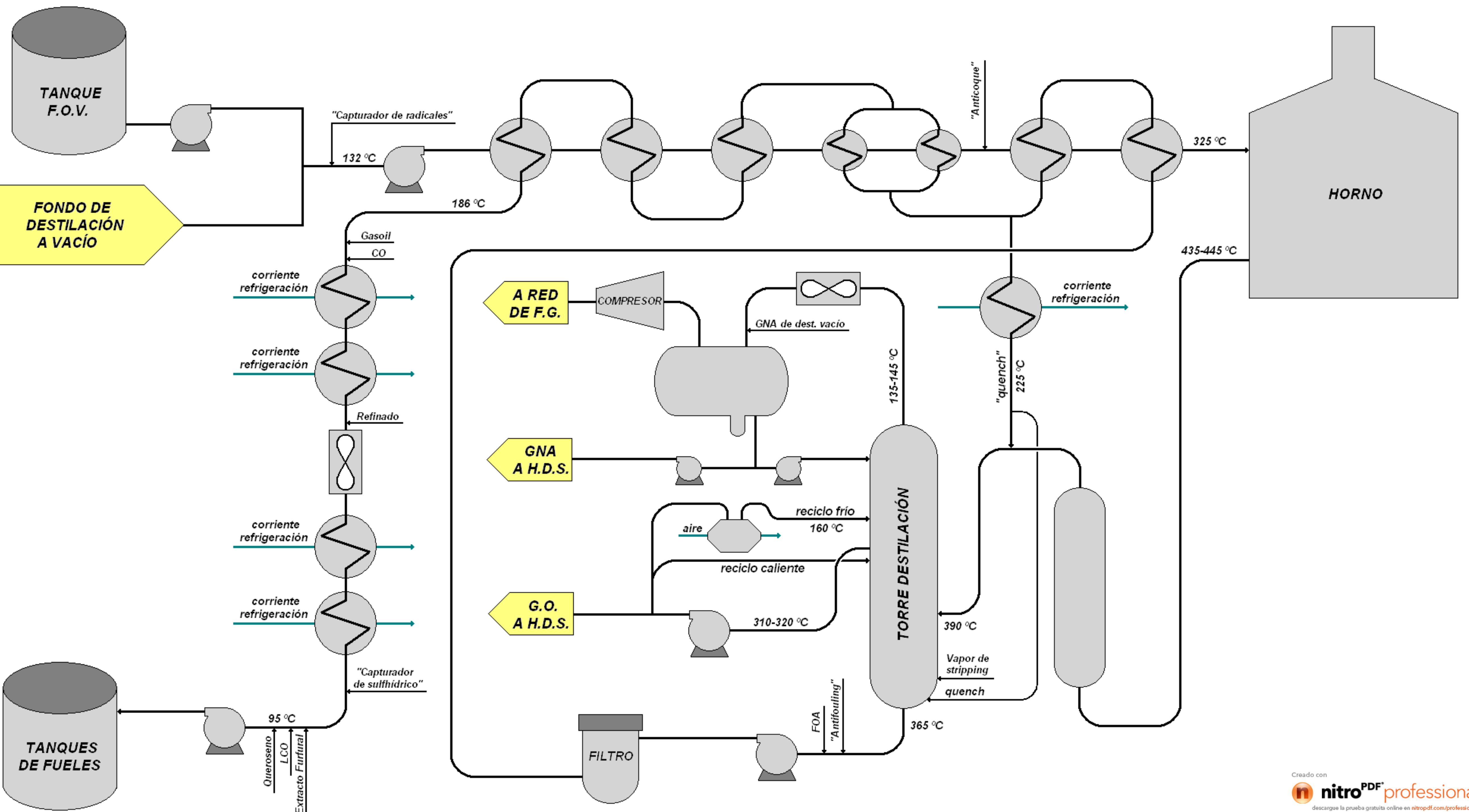
**nitro**PDF<sup>®</sup> professional

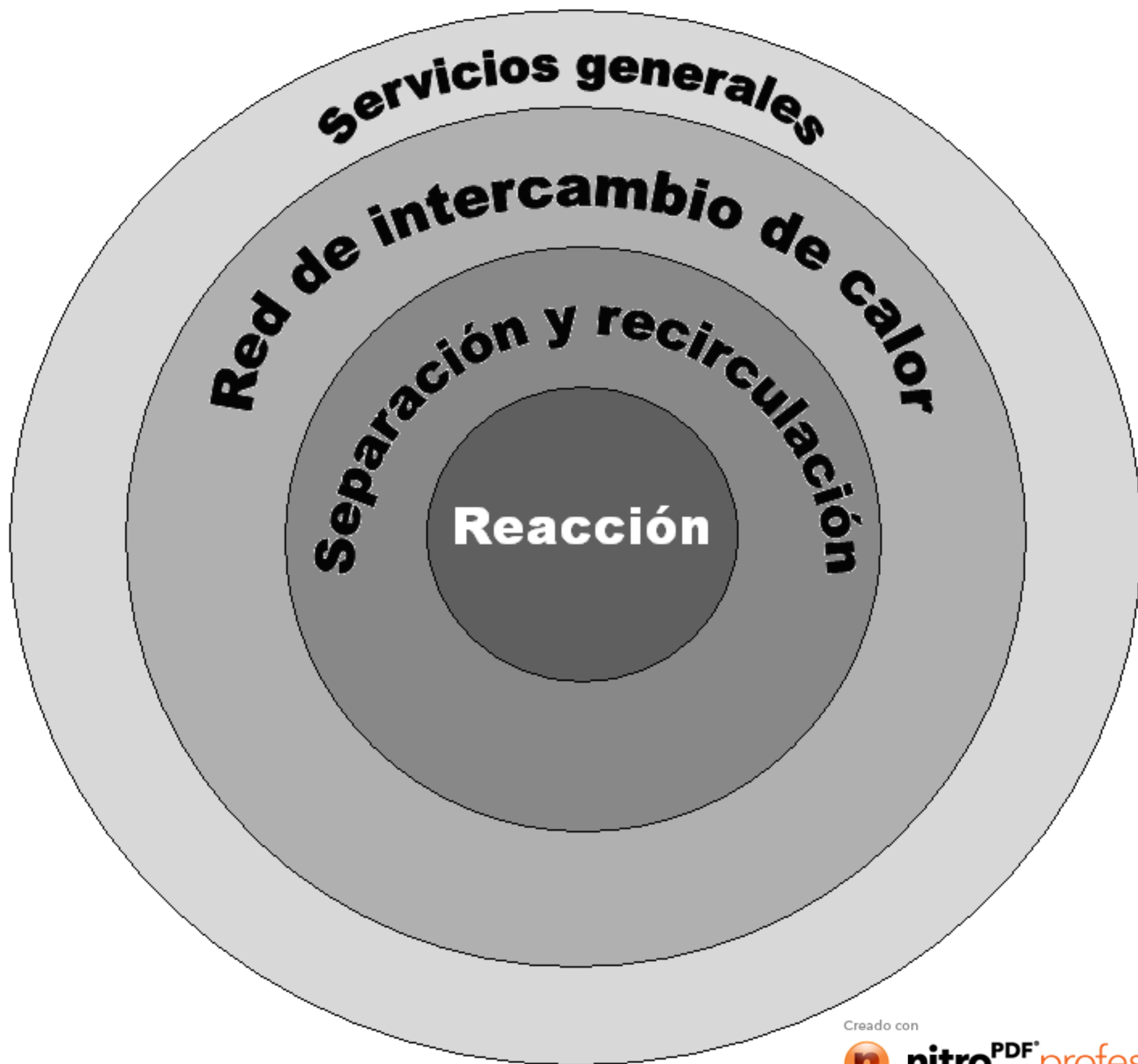
descargue la prueba gratuita online en [nitropdf.com/professional](http://nitropdf.com/professional)











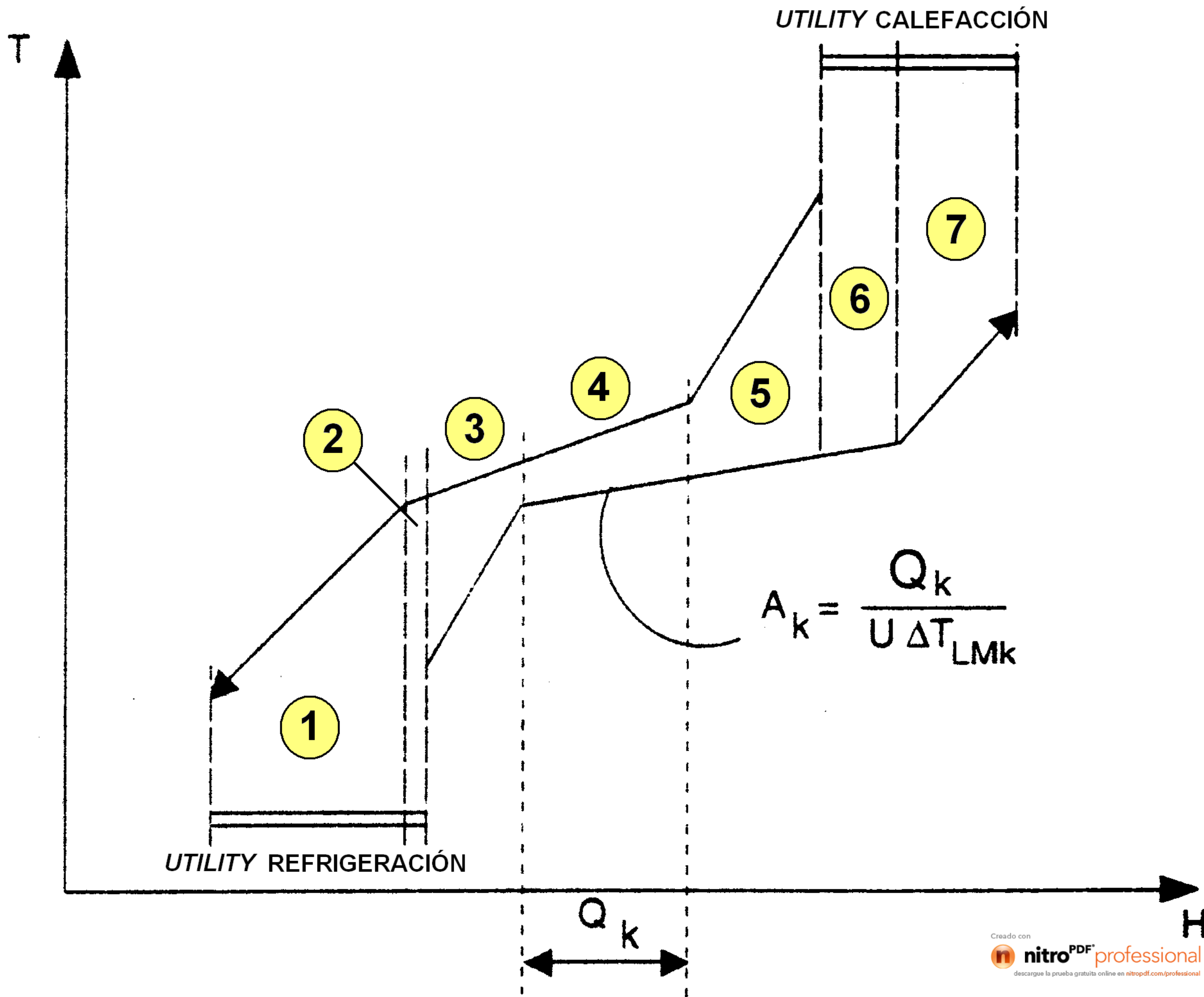
Creado con



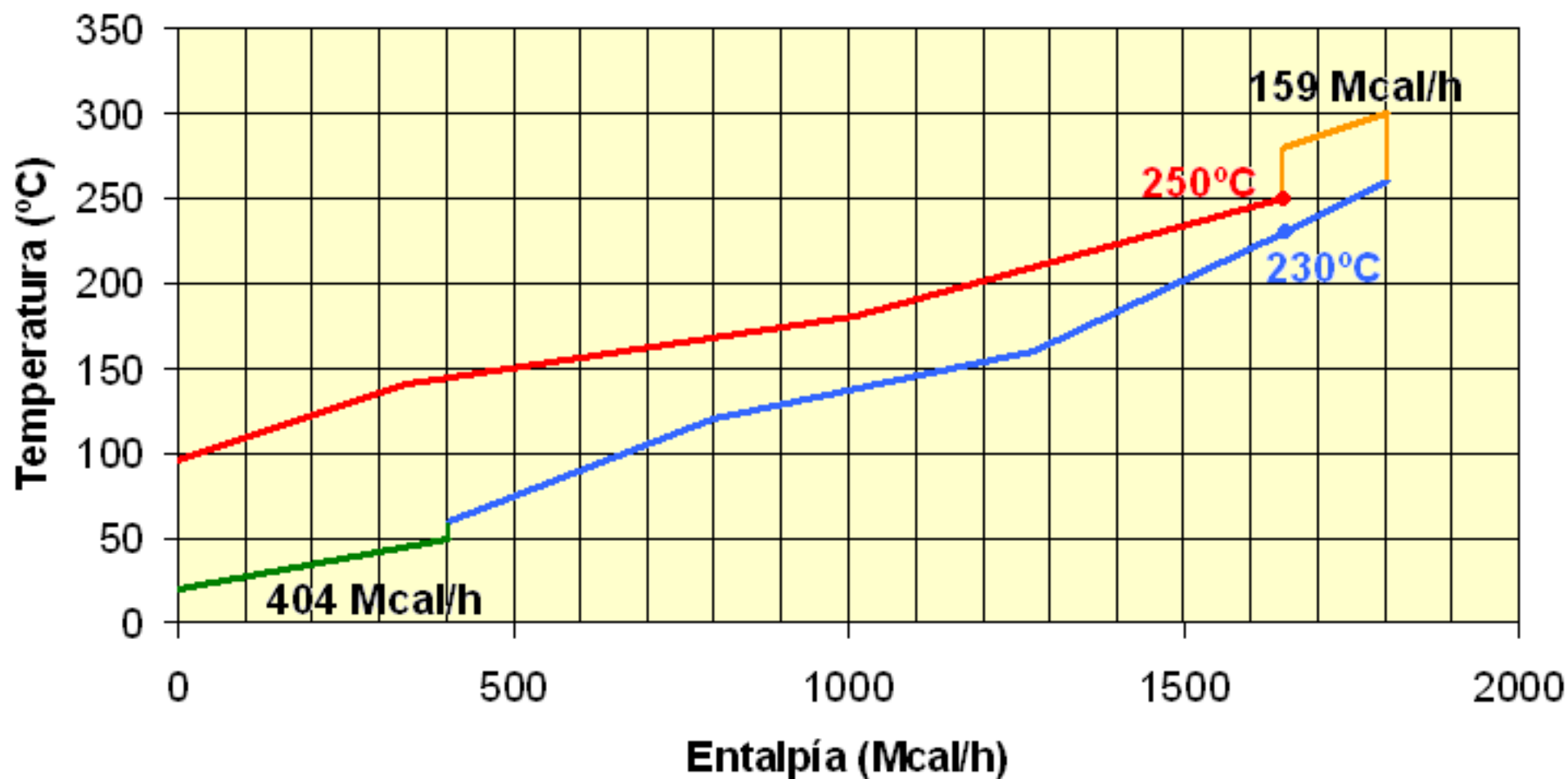
**nitro**<sup>PDF</sup> professional

descargue la prueba gratuita online en [nitropdf.com/professional](https://nitropdf.com/professional)





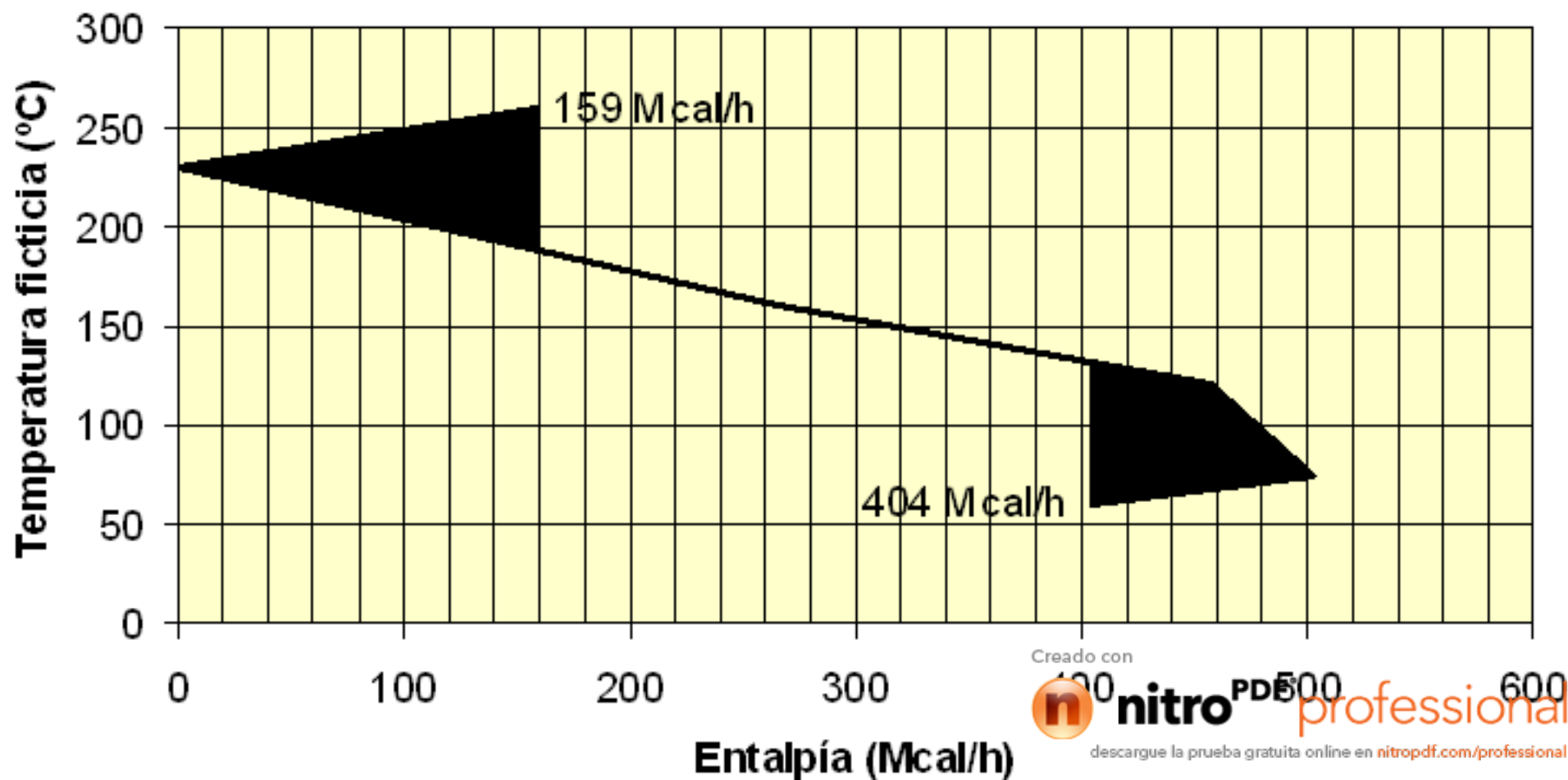
## Curva compuesta balanceada



— supercurva fría — supercurva caliente — aceite térmico — agua refrigeración



# Gran curva compuesta



Creado con



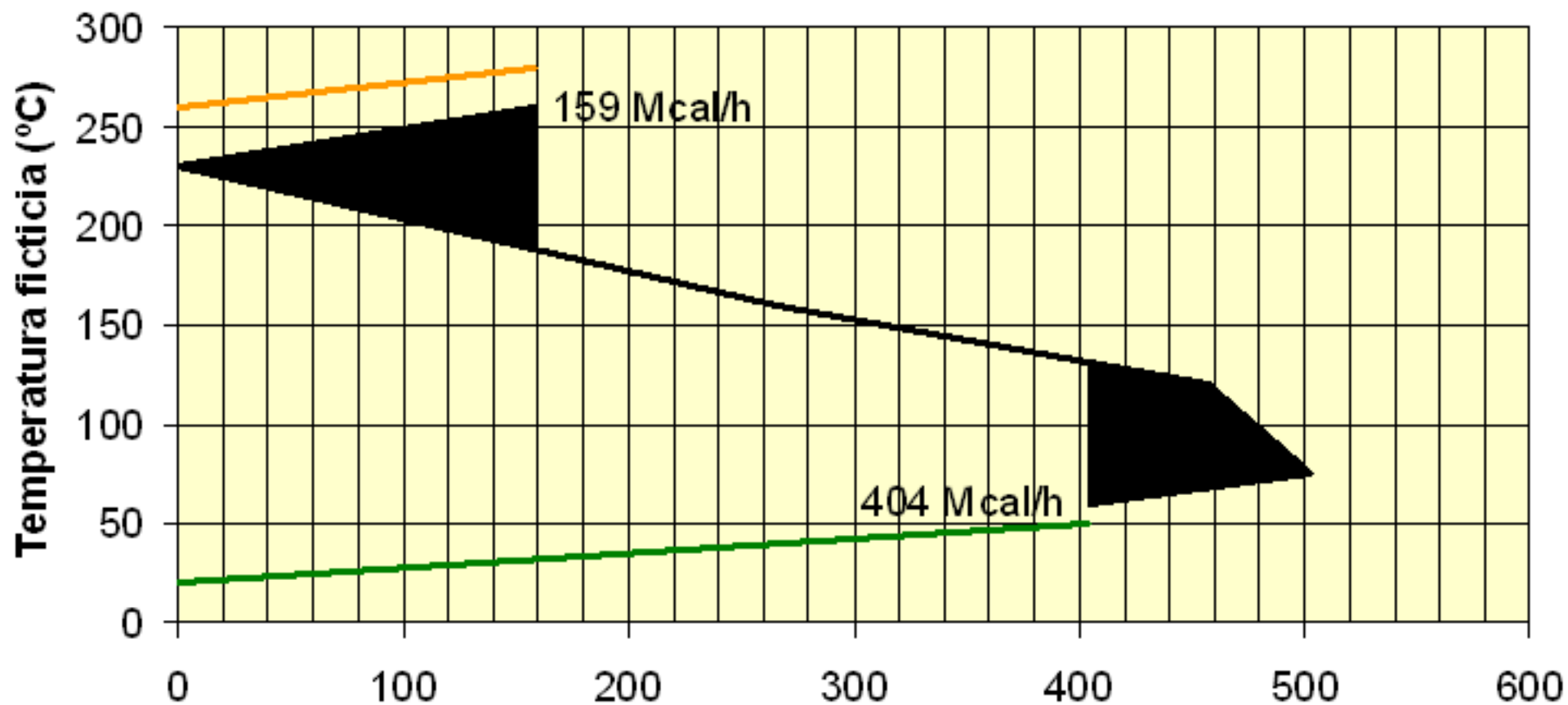
**nitro**

PDF

professional

descargue la prueba gratuita online en [nitropdf.com/professional](http://nitropdf.com/professional)

# Gran curva compuesta balanceada



Entalpía (Mcal/h)

Creado con



**nitro**PDF<sup>®</sup> professional

descargue la prueba gratuita online en [nitropdf.com/professional](http://nitropdf.com/professional)

— gran curva — aceite térmico — agua refrigeración

